



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA AMBIENTAL – AGUA

**TAPONAMIENTO DE MEMBRANAS DE ULTRAFILTRACIÓN SUMERGIDAS EN
LA ZONA SUPERIOR DE UN REACTOR UASB BAJO DIFERENTES
CONDICIONES HIDRODINÁMICAS**

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
DOCTOR EN INGENIERÍA

PRESENTA:
ALEXANDRA CERÓN VIVAS

TUTOR PRINCIPAL
ADALBERTO NOYOLA ROBLES, INSTITUTO DE INGENIERÍA
COMITÉ TUTOR
PETIA MIJAYLOVA NACHEVA, IMTA
PEDRO MARTÍNEZ PEREDA, FACULTAD DE INGENIERÍA

MÉXICO, D. F. MAYO, 2013

JURADO ASIGNADO:

Presidente: DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA
Secretario: DR. ADALBERTO NOYOLA ROBLES
Vocal: DR. GERMÁN CUEVAS RODRÍGUEZ
1 er. Suplente: DR. PEDRO MARTÍNEZ PEREDA
2 do. Suplente: DR. ALFONSO DURÁN MORENO

Lugar o lugares donde se realizó la tesis:

INSTITUTO DE INGENIERÍA DE LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO. MÉXICO D.F.

TUTOR DE TESIS:

DR. ADALBERTO NOYOLA ROBLES

FIRMA

A mi mamá,

Por su incondicional apoyo, por creer siempre en mí y motivarme para mejorar cada día más.

A mi papá,

Por enseñarme tantos valores con su ejemplo de vida y apoyarme siempre en mis decisiones.

A mis hermanos, Astrid y Edwin,

Por acompañarme siempre en las buenas y en las malas a pesar de la distancia.

A mi hija Natalí,

Porque desde el día de su nacimiento se convirtió en mi mayor motivo para vivir, por acompañarme de cerca en esta etapa y por ser la alegría de mi vida.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por acompañarme siempre y permitir que termine esta etapa de mi vida.

Al Instituto de Ingeniería de la UNAM por abrirme las puertas para desarrollar el proyecto de investigación.

A la Instituto de Ciencia y Tecnología del Distrito Federal, ICyT, por la beca otorgada durante dos años.

A la Universidad Pontificia Bolivariana, por creer en mí y permitirme llevar a cabo la comisión de estudios.

Al Doctor Adalberto Noyola por su confianza, orientación y apoyo durante la realización de este proyecto.

Al Doctor Juan Manuel Morgan por su colaboración y orientación en el proyecto.

A Margarita Cisneros y Roberto Briones por su valioso apoyo en el desarrollo de todas las etapas del proyecto, además por su amistad, su paciencia y los buenos momentos pasados durante estos 4 años.

A Lauro Santiago por su colaboración en el desarrollo del software para la adquisición de datos en el sistema utilizado en el proyecto.

Al Doctor Omar Novelo del Instituto de Materiales de la UNAM por su ayuda con la microscopía electrónica y análisis de EDX.

Al Ingeniero Miguel Canseco del Instituto de Materiales de la UNAM por su colaboración con la termogravimetría.

Al Doctor Eduardo Vivaldo de la Facultad de Química de la UNAM por las mediciones de distribución de tamaño de partícula.

A mi familia quienes siempre estuvieron pendientes de mí y me enviaban buenas energías desde Cali.

A Tania por el gran apoyo brindado durante la realización de este proyecto y sobre todo por su incondicional amistad.

A mis compañeros de cubículo: Mauricio, Rodolfo, Elena, Andrea, Verónica, Guadalupe, Alejandra, Malvina, Daniel y especialmente a Arnold por su colaboración en la última etapa del proyecto.

A mis amigos colombianos con los que pasé buenos momentos: Gildardo, Maribel, Brayan, Leidy, Lucero, Angela, Germán, Diana, Juan Pablo y Carolina.

A Consuelo Castillo por su apoyo y amistad en Bucaramanga.

A Cesar por estar al lado mío y de Natalí en estos dos últimos años, apoyándome y brindándome su amor en los buenos y malos momentos. Gracias por todo amorcito.

RESUMEN

El objetivo de esta tesis doctoral fue identificar el efecto de las condiciones hidrodinámicas sobre el taponamiento de una membrana tubular de ultrafiltración sumergida en la zona superior de un reactor UASB que trata aguas residuales tipo municipal, determinando los mecanismos de taponamiento que se presentan bajo cada circunstancia.

Se inició con pruebas a escala laboratorio en un reactor UASB alimentado con agua residual sintética para determinar las condiciones adecuadas de operación de la membrana. En esta primera fase se realizaron pruebas de flux crítico, filtración continua y dos modos de operación intermitente (4 min on – 1 min off y 10 min on – 1 min off), cada uno de estos con y sin burbujeo de nitrógeno en el periodo de relajación. Posteriormente, el modo de operación que presentó menor grado de taponamiento en las pruebas con agua residual sintética (4 on – 1 off) fue utilizado en los experimentos con agua residual real a escala laboratorio y piloto. En cada una de las pruebas se realizó el seguimiento de parámetros fisicoquímicos, sustancias orgánicas e inorgánicas y distribución de tamaño de partículas. Adicionalmente, al finalizar las pruebas se realizaron autopsias de las membranas taponadas, todo esto con el fin de identificar compuestos de interés en el control del taponamiento de la membrana. Finalmente fueron aplicados dos modelos obtenidos de la literatura para establecer el mecanismo de taponamiento predominante en cada prueba.

Los resultados mostraron tendencias diferentes para las pruebas realizadas con agua residual sintética y real. El flux crítico obtenido con agua residual sintética fue superior al adquirido con agua residual real, además el BRAM presentó remociones de DQO superiores al 90% en todas las pruebas en las que el reactor fue alimentado con agua residual sintética, mientras que las remociones obtenidas con agua residual real a escala laboratorio y piloto fueron similares, alrededor del 80%. Por otro lado, la filtración intermitente contribuyó en una mayor recuperación de la permeabilidad en comparación con la filtración continua; además, periodos de relajación más frecuentes fueron más efectivos. Al incluir el burbujeo de gas en el periodo de relajación el taponamiento fue menor, ya que la duración de las corridas de filtración incrementó hasta 10 veces más, debido a la menor concentración de PMS en el efluente de éste, especialmente como carbohidratos, además de generar fuerzas de corte en la superficie de la membrana.

En cuanto a los mecanismos de taponamiento, predominó el taponamiento superficial en todas las pruebas, tanto con el modelo de las leyes de bloqueo como con el modelo combinado. Sin embargo, los dos modelos no predijeron adecuadamente el mecanismo de taponamiento de la membrana.

ABSTRACT

The main objective of this work was to identify the effect of the hydrodynamic conditions on a submerged tubular membrane during ultrafiltration of an UASB reactor effluent treating municipal type wastewater, determining the fouling mechanisms in all conditions tested.

In the first part of this study, bench-scale tests were performed with an UASB reactor fed with synthetic wastewater in order to determine the appropriate operating conditions of the membrane. The selected conditions were then used in subsequent experiments with real wastewater at bench and pilot scale. In the first phase, critical flux, two continuous filtration and two intermittent operation modes (4 min on - off 1 min and 10 min on - 1 min off) were evaluated, each of these with and without nitrogen sparging during the relaxation time. Subsequently, the mode of operation that resulted in lower membrane fouling using synthetic wastewater (4 on - 1 off) was used in experiments with real wastewater at laboratory and pilot scale. Physicochemical parameters, organic and inorganic substances and particles size distribution were evaluated during each test. In addition, at the end of the tests, autopsies of the fouled membranes were performed, as an attempt to identify some compounds associated with the fouling of the membrane. Finally, two models obtained from scientific literature were applied in order to establish the fouling mechanism predominant in each test.

The results showed different trends for the tests performed with synthetic and real wastewater. The critical flux in the tests with synthetic wastewater showed values higher than those obtained with real wastewater; COD removal in the BRAM presented values above 90% in all tests in which the reactor was fed with synthetic wastewater, whereas with real wastewater at bench and pilot scale were similar, around 80%. Furthermore, the intermittent filtration contributed to a greater recovery of permeability in comparison with continuous filtration, showing that more frequent relaxation periods were more effective. The presence of gas bubbling during the relaxation period helped to reduce fouling phenomenon and increased significantly (more than 10 times) the duration of filtration runs if compared with tests without this condition, due to the lower SMP concentration in the effluent, especially as carbohydrates, and the higher shear forces on the membrane surface.

Regarding to fouling mechanisms, surface fouling predominated in all tests both using the blocking laws model or the combined model. However, the two models fail to adequately predict the fouling membrane mechanism in these experiments.

TABLA DE CONTENIDO

1.	<u>FUNDAMENTOS TEÓRICOS</u>	1
1.1	BIO-REACTORES CON MEMBRANA, BRM	2
1.2	BIO-REACTORES ANAEROBIOS DE MEMBRANA (BRAM)	5
1.3	TAPONAMIENTO	7
1.3.1	TIPOS DE TAPONAMIENTO	9
1.3.2	CARACTERÍSTICAS DE LA BIOMASA Y SUSTANCIAS TAPONANTES	10
1.3.3	MODO DE OPERACIÓN	15
1.3.4	FLUX CRÍTICO	17
1.3.5	MECANISMOS DE TAPONAMIENTO	18
1.4	CONTROL DE TAPONAMIENTO	24
1.4.1	ADICIÓN DE ADSORBENTES Y COAGULANTES	24
1.4.2	RETROLAVADO	25
1.4.3	FILTRACIÓN INTERMITENTE	26
1.4.4	BURBUJEO DE GAS	27
1.4.5	LIMPIEZA QUÍMICA.....	28
2.	<u>HIPÓTESIS DE TRABAJO Y OBJETIVOS</u>	29
2.1	PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	30
2.2	PREGUNTAS ASOCIADAS A LA PROBLEMÁTICA	30
2.3	HIPÓTESIS	30
2.4	OBJETIVOS	31
2.4.1	OBJETIVO PRINCIPAL	31
2.4.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	31
3.	<u>MATERIALES Y MÉTODOS</u>	32
3.1	PRUEBAS A ESCALA LABORATORIO	33
3.1.1	DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA.	33
3.1.2	FLUX CRÍTICO	34
3.1.3	PRUEBAS CON AGUA RESIDUAL SINTÉTICA	35
3.1.3.1	Filtración continua e intermitente	36

3.1.3.2	Determinación del régimen de flujo	37
3.1.4	PRUEBAS CON AGUA RESIDUAL REAL	40
3.2	PRUEBAS A ESCALA PILOTO	41
3.3	MÉTODOS ANALÍTICOS	43
3.4	DETERMINATION DE LA RESISTENCIA DE LA MEMBRANA	44
3.5	AUTOPSIAS DE MEMBRANAS	45
3.6	MECANISMOS DE TAPONAMIENTO	46
3.7	ANÁLISIS ESTADÍSTICO	46
4.	<u>RESULTADOS Y DISCUSIÓN</u>	<u>47</u>
4.1	FLUX CRÍTICO	48
4.1.1	AGUA RESIDUAL SINTÉTICA	48
4.1.2	AGUA RESIDUAL REAL	54
4.2	PRUEBAS CON AGUA RESIDUAL SINTÉTICA	55
4.2.1	FILTRACIÓN CONTINUA	55
4.2.1.1	Desempeño general en las pruebas de filtración continua	55
4.2.1.2	Sustancias orgánicas en las pruebas de filtración continua.....	58
4.2.1.3	Sustancias inorgánicas en las pruebas de filtración continua.....	59
4.2.1.4	Tamaño de partícula	59
4.2.1.5	Características de la filtración	62
4.2.1.6	Mecanismos de taponamiento en pruebas de filtración continua.....	66
4.2.2	FILTRACIÓN INTERMITENTE	73
4.2.2.1	Análisis de parámetros de seguimiento	73
4.2.2.2	Comparación de las condiciones de filtración	75
4.2.2.3	Régimen de flujo en el reactor UASB	79
4.2.2.4	Sustancias orgánicas en las pruebas de filtración intermitente	83
4.2.2.5	Sustancias inorgánicas en las pruebas de filtración intermitente	86
4.2.2.6	Tamaño de partícula	87
4.2.2.7	Mecanismos de taponamiento en las pruebas de filtración intermitente	90
4.3	PRUEBAS CON AGUA RESIDUAL REAL	101
4.3.1	FILTRACIÓN INTERMITENTE - ESCALA LABORATORIO.....	101
4.3.1.1	Desempeño general	101
4.3.1.2	Características de la filtración con agua residual real a escala laboratorio.....	102
4.3.1.3	Sustancias orgánicas en las pruebas con agua real escala laboratorio.....	104
4.3.1.4	Sustancias inorgánicas en las pruebas con agua real escala laboratorio.....	105
4.3.1.5	Tamaño de partícula en las pruebas con agua real escala laboratorio.....	106
4.3.1.6	Mecanismos de taponamiento en pruebas con agua residual real	108
4.3.2	FILTRACIÓN INTERMITENTE - ESCALA PILOTO	113
4.3.2.1	Desempeño general en las pruebas a escala piloto.....	113
4.3.2.2	Características de la filtración	115
4.3.2.3	Sustancias inorgánicas	117
4.3.2.4	Sustancias orgánicas	118
4.3.2.5	Tamaño de partícula	119
4.3.2.6	Mecanismos de taponamiento	122

4.4	AUTOPSIAS DE MEMBRANAS EN PRUEBAS DE FILTRACIÓN INTERMITENTE	129
5.	<u>CONCLUSIONES.....</u>	<u>141</u>
6.	<u>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS</u>	<u>144</u>
7.	<u>ANEXO.....</u>	<u>175</u>

LISTA DE TABLAS

Tabla 1.1. Procesos de filtración con membranas.....	2
Tabla 1.2. Tipos de membranas	3
Tabla 1.3. Ecuaciones características del modelo de las leyes de bloqueo	19
Tabla 1.4. Ecuaciones características del modelo combinado de Bolton <i>et al.</i> (2006a).....	22
Tabla 3.1. Composición del agua residual sintética	36
Tabla 3.2. Condiciones de operación.....	37
Tabla 3.3. Intervalos de tiempo de medición.....	37
Tabla 3.4. Parámetros fisicoquímicos en el influente – Escala laboratorio	41
Tabla 4.1. Cambio de la PTM con el tiempo (dp/dt) obtenidos con agua residual real	55
Tabla 4.2. Incremento inicial de la PTM (ΔP_0) obtenidos con agua residual real	55
Tabla 4.3. Desempeño general en pruebas de filtración continua.....	56
Tabla 4.4. Composición y concentración de PMS y SPE en el efluente del reactor UASB en las pruebas de filtración continua.....	58
Tabla 4.5. Filtración continua. Presencia de sustancias inorgánicas.....	59
Tabla 4.6. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en el periodo experimental en pruebas de filtración continua.....	67
Tabla 4.7. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en la prueba FC8H – P1.....	68
Tabla 4.8. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en la prueba FC8H – P2.....	68
Tabla 4.9. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en la prueba FC4H.....	69

Tabla 4.10. Coeficientes de correlación en pruebas de filtración continua	70
Tabla 4.11. Coeficientes de correlación en cada periodo de las pruebas de filtración continua	70
Tabla 4.12. Desempeño general en las pruebas de filtración intermitente	74
Tabla 4.13. Criterios de evaluación a partir de la CTT	80
Tabla 4.14. Aplicación del modelo de Wolf-Resnick.....	81
Tabla 4.15. Composición y concentración de PMS y SPE en el efluente del UASB en pruebas de filtración intermitente	85
Tabla 4.16. Sustancias inorgánicas en pruebas de filtración intermitente	87
Tabla 4.17. Relación de diámetros de partícula (μm) en las pruebas sin burbujeo de gas	88
Tabla 4.18. Relación de diámetros de partícula (μm) en las pruebas con burbujeo de gas...	89
Tabla 4.19. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de gas	92
Tabla 4.20. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de gas	93
Tabla 4.21. Coeficientes de correlación en pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de nitrógeno.....	94
Tabla 4.22. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en prueba FI10 con dos periodos diferenciados.....	95
Tabla 4.23. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en prueba FI4 con cuatro periodos diferenciados.....	95
Tabla 4.24. Coeficientes de correlación en cada periodo de las pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de nitrógeno	96
Tabla 4.25. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en pruebas de filtración intermitente con burbujeo de gas.....	98
Tabla 4.26. Coeficientes de correlación en pruebas de filtración intermitente con burbujeo de nitrógeno.....	98

Tabla 4.27. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en prueba FI10N con tres periodos diferenciados.....	99
Tabla 4.28. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en prueba FI4N con cuatro periodos diferenciados.....	99
Tabla 4.29. Coeficientes de correlación en cada periodo de las pruebas de filtración intermitente con burbujeo de nitrógeno.....	100
Tabla 4.30. Desempeño general con agua residual real - Escala laboratorio.....	101
Tabla 4.31. Composición y concentración de PMS y SPE en el efluente del UASB alimentado con agua residual real.....	105
Tabla 4.32. Sustancias inorgánicas en pruebas con agua residual real.....	106
Tabla 4.33. Relación de diámetros de partícula (μm) en el efluente del reactor UASB en las pruebas con agua residual real – escala laboratorio.....	107
Tabla 4.34. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en el periodo experimental en pruebas con agua residual real.	109
Tabla 4.35. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en el periodo experimental en pruebas con agua residual real.....	110
Tabla 4.36. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en los dos periodos de la prueba F4R.....	111
Tabla 4.37. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en tres periodos de la prueba F4NR.	111
Tabla 4.38. Coeficientes de correlación en cada periodo de las pruebas de filtración intermitente con agua residual real – escala laboratorio.....	112
Tabla 4.39. Desempeño general en la prueba FI4P.....	113
Tabla 4.40. Desempeño general en la prueba FI4NP.....	113
Tabla 4.41. Sustancias inorgánicas en pruebas a escala piloto.....	117
Tabla 4.42. Composición y concentración promedio de PMS y SPE en el efluente del UASB durante las pruebas a escala piloto.....	119
Tabla 4.43. Relación de diámetros de partícula (μm) en las pruebas FI4P.....	119

Tabla 4.44. Relación de diámetros de partícula (μm) en las pruebas FI4NP.....	120
Tabla 4.45. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en el periodo experimental en pruebas sin burbujeo de gas a escala piloto	123
Tabla 4.46. Coeficientes de correlación en las pruebas FI4P.....	123
Tabla 4.47. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en tres periodos de la prueba FI4P – P1.....	124
Tabla 4.48. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en dos periodos de la prueba FI4P – P2.....	124
Tabla 4.49. Coeficientes de correlación en cada periodo de las prueba FI4P	125
Tabla 4.50. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en el periodo experimental en pruebas con burbujeo de gas a escala piloto.....	126
Tabla 4.51. Coeficientes de correlación en las prueba FI4NP	127
Tabla 4.52. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en dos periodos de la prueba FI4NP – P1	127
Tabla 4.53. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en dos periodos de la prueba FI4NP – P2	127
Tabla 4.54. Coeficientes de correlación en cada periodo de las prueba FI4NP.....	128
Tabla 4.55. Porcentaje de materia orgánica en membranas taponadas.....	139

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1. Tipos de membranas	4
Figura 1.2. Configuraciones en un bio-reactor de membrana.....	5
Figura 1.3. Tendencia en la investigación en BRM.	8
Figura 1.4. Parámetros e interacciones que influyen en el funcionamiento de un BRAM.	8
Figura 1.5. Esquema de la teoría unificada para PMS, SPE y biomasa activa e inerte.	13
Figura 1.6. Taponamiento en BRM causado por PMS; a) taponamiento de los poros de la membrana; b) deposición de sólidos sobre la membrana y c) ambos	14
Figura 1.7. Modos de operación	16
Figura 1.8. Mecanismos de taponamiento	18
Figura 3.1. Sistema experimental escala laboratorio.....	33
Figura 3.2. Esquema de montaje experimental escala laboratorio	34
Figura 3.3. Modos de operación en pruebas con agua residual sintética	36
Figura 3.4. Curva tipo de tendencia del trazador.....	38
Figura 3.5. Sistema experimental escala piloto	42
Figura 3.6. Esquema de montaje experimental escala piloto	43
Figura 4.1. Flux crítico en membrana nueva 1	48
Figura 4.2. Flux crítico en membrana nueva 2	49
Figura 4.3. Condiciones en la membrana 1.....	50
Figura 4.4. Condiciones en la membrana 2.....	50

Figura 4.5. Micrografía de membrana después de limpieza química.....	50
Figura 4.6. Permeabilidad de la membrana 1	51
Figura 4.7. Permeabilidad de la membrana 2	51
Figura 4.8. ΔP_o en la membrana 1	52
Figura 4.9. ΔP_o en la membrana 2	52
Figura 4.10. dP/dt vs. Flux en membrana 1	53
Figura 4.11. dP/dt vs. Flux en membrana 2	53
Figura 4.12. Flux crítico con agua real	54
Figura 4.13. Filtración continua. Remoción de DQO	57
Figura 4.14. DTP en el efluente del reactor UASB	60
Figura 4.15. DTP en el efluente del reactor UASB para el TRH de 8 horas – Prueba 1	61
Figura 4.16. DTP en el efluente del reactor UASB para el TRH de 8 horas – Prueba 2	61
Figura 4.17. DTP en el efluente del reactor UASB para el TRH de 4 horas	62
Figura 4.18. Incremento de la PTM en pruebas de filtración continua.....	63
Figura 4.19. Duración entre retrolavados – TRH 8h.....	63
Figura 4.20. Duración entre retrolavados– TRH 4h.....	64
Figura 4.21. Resistencia específica y tasa de taponamiento en pruebas de filtración continua con agua residual sintética	65
Figura 4.22. Datos y curvas ajustadas con el MLB en las pruebas de FC8H - P1.....	66
Figura 4.23. Datos y curvas ajustadas con el MLB en las pruebas de FC8H -P2.....	66
Figura 4.24. Datos y curvas ajustadas con el MLB en prueba FC4H.	67
Figura 4.25. Imágenes del MEB de la membrana taponada en las pruebas FC8H	72
Figura 4.26. Imágenes del MEB de la membrana taponada en la prueba FC4H.....	72
Figura 4.27. EDX obtenido en la prueba FC8H.....	73

Figura 4.28. Remoción de DQO en pruebas de filtración intermitente.....	74
Figura 4.29. PTM en pruebas de filtración intermitente sin burbujeo.....	76
Figura 4.30. PTM en pruebas de filtración intermitente con burbujeo.....	76
Figura 4.31. Rt/Rm en pruebas de filtración intermitente sin burbujeo	77
Figura 4.32. Rt/Rm en pruebas de filtración intermitente con burbujeo	77
Figura 4.33. Resistencia específica y tasa de taponamiento en pruebas de filtración intermitente con agua residual sintética	78
Figura 4.34. Resistencia al taponamiento a 36 horas de filtración.....	79
Figura 4.35. CTT sin burbujeo de gas.....	79
Figura 4.36. CTT con burbujeo de gas.....	80
Figura 4.37. Curva 1-F(t) vs tiempo para prueba sin burbujeo de gas.....	81
Figura 4.38. Curva 1-F(t) vs tiempo para prueba con burbujeo de gas	82
Figura 4.39. Distribución de burbujas en la parte superior del reactor UASB y la correspondiente variación de la velocidad ascensional promedio en ambos lados de la membrana sumergida.	83
Figura 4.40. PMS y SPE en pruebas de filtración intermitente	84
Figura 4.41. DTP en el efluente del reactor UASB - Pruebas sin burbujeo de nitrógeno	87
Figura 4.42. DTP en el efluente del reactor UASB en la prueba FI10N	89
Figura 4.43. DTP en el efluente del reactor UASB en la prueba FI4N	89
Figura 4.44. Datos y curvas ajustadas con el MLB en la prueba FI10	91
Figura 4.45. Datos y curvas ajustadas con el MLB en la prueba FI4.....	91
Figura 4.46. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en la prueba FI10	92
Figura 4.47. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en la prueba FI4	93
Figura 4.48. Datos y curvas ajustadas con el MLB en la prueba FI10N	97
Figura 4.49. Datos y curvas ajustadas con el MLB en la prueba FI4N	97

Figura 4.50. Remoción de DQO con agua residual real – Escala laboratorio.....	102
Figura 4.51. Rt/Rm en pruebas con agua real a escala laboratorio.....	103
Figura 4.52. Resistencia específica y tasa de taponamiento en pruebas con agua residual real – escala laboratorio.....	103
Figura 4.53. Contenido de PMS y SPE en el efluente y permeado, con agua residual real.	104
Figura 4.54. DTP en el efluente del reactor UASB - Escala laboratorio en la prueba FI4R .	106
Figura 4.55. DTP en el efluente del reactor UASB - Escala laboratorio en la prueba FI4NR	107
Figura 4.56. Datos y curvas ajustadas con el modelo de las leyes de bloqueo en prueba FI4R	108
Figura 4.57. Datos y curvas ajustadas con el modelo de las leyes de bloqueo en prueba FI4NR	108
Figura 4.58. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en prueba FI4R	109
Figura 4.59. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en prueba FI4NR.....	110
Figura 4.60. Remoción de DQO en las pruebas a escala piloto.	114
Figura 4.61. PTM promedio en las dos pruebas FI4P	115
Figura 4.62. PTM promedio en las dos pruebas con N ₂	116
Figura 4.63. Resistencia al taponamiento en pruebas a escala piloto	116
Figura 4.64. Resistencia específica y tasa de taponamiento en pruebas a escala piloto.....	117
Figura 4.65. Contenido de PMS y SPE en el efluente y permeado	118
Figura 4.66. DTP en el efluente del reactor UASB escala piloto en la prueba FI4P – P1	120
Figura 4.67. DTP en el efluente del reactor UASB escala piloto en la prueba FI4P – P2	120
Figura 4.68. DTP en el efluente del reactor UASB escala piloto en la prueba FI4NP – P1..	121
Figura 4.69. DTP en el efluente del reactor UASB escala piloto en la prueba FI4NP – P2..	121
Figura 4.70. Datos y curvas ajustadas con el MLB en prueba FI4P – P1	122

Figura 4.71. Datos y curvas ajustadas con el MLB en prueba FI4P – P2.....	122
Figura 4.72. Datos y curvas ajustadas con el MLB en prueba FI4NP – P1	125
Figura 4.73. Datos y curvas ajustadas con el MLB en prueba FI4NP – P2	126
Figura 4.74. Micrografías de la prueba FI10	130
Figura 4.75. Micrografías de la prueba FI4	131
Figura 4.76. Micrografías de la prueba FI10N.....	131
Figura 4.77. Micrografías de la prueba FI4N.....	132
Figura 4.78. EDX obtenido en la prueba FI10	133
Figura 4.79. EDX obtenido en la prueba FI4	133
Figura 4.80. EDX obtenido en la prueba FI10N.....	134
Figura 4.81. EDX obtenido en la prueba FI4N.....	134
Figura 4.82. Micrografías de la prueba FI4R.....	135
Figura 4.83. Micrografías de la prueba FI4NR	136
Figura 4.84. Micrografías de la prueba FI4P	136
Figura 4.85. Micrografías de la prueba FI4NP.....	137
Figura 4.86. DCT en pruebas de filtración intermitente	137
Figura 4.87. EDX obtenido en la prueba FI4R.....	138
Figura 4.88. EDX obtenido en la prueba FI4NR	138
Figura 4.89. EDX obtenido en la prueba FI4P	139

INTRODUCCIÓN

Los bio-reactores anaerobios de membrana (BRAM) han recibido reciente atención debido a las ventajas del proceso anaerobio: requerimiento bajo de energía, producción de biogás y menor producción de biomasa. En este arreglo, las membranas aportan una completa retención de la biomasa en el reactor, evitando el escape de esta en el efluente, además de eliminar microorganismos y patógenos. Sin embargo, al igual que los BRM aerobios, su aplicación no ha sido generalizada debido a que el proceso es limitado por el taponamiento de las membranas.

Se han realizado esfuerzos por comprender los mecanismos de taponamiento con la finalidad de establecer estrategias de control, sin embargo estos se han dirigido principalmente a BRM aerobios. En este sentido, se ha encontrado que el taponamiento depende especialmente de las características de la membrana, del licor mixto y de las condiciones hidrodinámicas del sistema (Le-Clech *et al.*, 2006).

Teniendo en cuenta lo anterior, en esta tesis doctoral se pretende analizar el efecto de las condiciones hidrodinámicas sobre algunas características del licor mixto y como afectan al taponamiento de una membrana tubular de ultrafiltración sumergida en la zona superior de un reactor UASB que trata aguas residuales tipo municipal, además de identificar los mecanismos de taponamiento predominantes en cada condición.

La experimentación se dividió en dos fases: pruebas con agua residual sintética a escala laboratorio en las cuales se probaron seis condiciones hidrodinámicas diferentes y una segunda fase con agua residual real a escala laboratorio y piloto, donde se utilizaron las mejores condiciones obtenidas con agua residual sintética. Las condiciones hidrodinámicas ensayadas en la primera fase consistieron en pruebas de filtración continua con dos tiempos de retención hidráulico diferentes y dos modos de filtración intermitente cada uno, con y sin burbujeo de gas nitrógeno durante el periodo de relajación. En la segunda fase se utilizó el modo de filtración intermitente 4on – 1off con y sin burbujeo de nitrógeno.

Finalmente con los resultados obtenidos en cada prueba, se aplicaron el modelo de las leyes de bloqueo y un modelo combinado, con el fin de establecer el mecanismo de taponamiento predominante para cada condición hidrodinámica establecida. Adicionalmente se realizaron autopsias a las membranas taponadas con el fin de confirmar el tipo de taponamiento y las sustancias taponantes en cada prueba.

1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

- 1.1. Bio-reactores de membrana, BRM
- 1.2. Bio-reactores anaerobios de membrana (BRAM)
- 1.3. Taponamiento
- 1.4. Control de taponamiento

1.1 Bio-reactores con membrana, BRM

Los bio-reactores con membrana (BRM) se refieren al uso de procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales, combinados con la separación física de la biomasa y sólidos suspendidos y coloidales vía la filtración por membranas. Esta tecnología ofrece muchas ventajas sobre los procesos de tratamiento convencional como: instalaciones más compactas, alta calidad del efluente, buena capacidad de desinfección y menor producción de lodos (2011). Este arreglo fue propuesto en la década de los 60's al sustituir los sedimentadores en los sistemas de lodos activados convencionales por membranas, sin embargo, fue difícil justificar su uso debido a los altos costos de las membranas, el poco valor del producto (efluente final) y la rápida pérdida de uso potencial debido al taponamiento (Le-Clech *et al.*, 2006).

Los procesos de filtración con membranas más ampliamente usados y su principal objetivo se presentan en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1. Procesos de filtración con membranas.
(Adaptado de Judd y Jefferson (2003) y Radjenovic *et al.* (2008))

Proceso	Objetivo usual	Rango de separación
Microfiltración (MF)	Remoción de sólidos suspendidos, incluyendo microorganismos	100 - 1000nm
Ultrafiltración (UF)	Remoción de partículas coloidales suspendidas y solutos disueltos	5 - 100 nm
Nanofiltración (NF)	Remoción selectiva de iones multivalentes y ciertas moléculas polares cargadas	1 - 5 nm
Ósmosis reversa (OR)	Remoción de iones inorgánicos	0.1 - 1 nm

Las membranas de MF y UF son típicamente asociados con BRM debido a sus mecanismos de remoción, ya que el tamaño de poro de éstas provee una barrera física para partículas, bacterias y protozoos; las de UF adicionalmente retienen algunos virus.

Las membranas pueden ser hechas de materiales orgánicos e inorgánicos. Entre los materiales orgánicos están las celulosas, poliamidas (PA), polisulfonas (PS), poliacrilonitrilo (PAN), polietilsulfona (PES), fluoruro de polivinildieno (FPVD), polietileno (PE) y polipropileno (PP) (Murder, 1996). Para aplicación en BRM las membranas más utilizadas son las de PES y FPVD (Wilf *et al.*, 2010) por su buena carga, elongación y buena resistencia a los químicos. De acuerdo a una investigación realizada por Yamato *et al.* (2006) observaron que las membranas de PE se taponaron rápidamente y el taponamiento fue irreversible en

comparación con las de FPVD en las que el taponamiento dominante fue reversible, el cual podría estar relacionado principalmente a materia orgánica con tamaño de submicrones, compuesta principalmente por carbohidratos depositados sobre la superficie de la membrana. Ellos concluyen que la composición de las sustancias taponantes causantes del taponamiento irreversible diferían considerablemente dependiendo del material polimérico de la membrana.

Los materiales inorgánicos como aluminio, cerámica, zirconio y óxido de titanio poseen generalmente mayor resistencia química, hidráulica y térmica que los orgánicos (Meng *et al.*, 2009), sin embargo no son muy utilizados debido a sus altos costos (Le-Clech *et al.*, 2006). Una membrana inorgánica con superficie lisa es menos susceptible al taponamiento que una membrana orgánica con estructura rugosa y fibrosa que provee un mejor agarre para la biomasa (Kang *et al.*, 2002). Las propiedades del material de la membrana pueden influir significativamente en el diseño y operación del sistema de filtración, así como en las características de exclusión de la membrana. Además, las membranas pueden ser caracterizadas como hidrofílicas o hidrofóbicas, refiriéndose a la facilidad con que las membranas pueden ser humedecidas y la propensión del material a resistir el taponamiento (USEPA, 2005). Debido a las interacciones hidrofóbicas que ocurren entre solutos, células microbianas y el material de la membrana, se espera que el taponamiento de la membrana sea más severo en membranas hidrofóbicas que en las hidrofílicas (Le-Clech *et al.*, 2006).

Adicionalmente, dependiendo del proceso de producción de la membrana, éstas pueden ser de geometría plana o cilíndrica. Hay tres tipos de membranas utilizadas en la práctica: fibra hueca (FH), placas planas y tubulares (Murder, 1996). En la Tabla 1.2 se resumen las ventajas y desventajas de éstas.

Tabla 1.2. Tipos de membranas

Criterio	Fibra hueca	Placas planas	Tubulares
Densidad de empaque	Alto	Moderado	Bajo
Flux operacional	Moderado	Moderado a alto	Alto
Propensión al taponamiento	Moderado	Moderado	Bajo
Limpieza	Moderado	Pobre	Bueno
Uso de energía	Moderado	Moderado a alto	Alto
Costo capital	Moderado	Moderado a alto	Alto

Las membranas de fibra hueca (Figura 1.1a) son generalmente de UF y se utilizan sumergidas en bio-reactores, por lo que su capacidad es limitada por la presión transmembrana (PTM). Igualmente, las membranas de placas planas (Figura 1.1b) se usan inmersas en bio-reactores pero son de MF con alta permeabilidad. Las membranas tubulares son tubos con diámetros internos que varían de 5 a 13 mm (Figura 1.1c). Se pueden instalar

vertical u horizontalmente como series de módulos y se utilizan generalmente de manera externa a los bio-reactores (WEF, 2012).



Figura 1.1. Tipos de membranas

De acuerdo a la operación de la membrana en el reactor, se tienen dos configuraciones: la membrana puede ser operada bajo presión o vacío. En la configuración bajo presión, la membrana se coloca fuera del reactor (membrana externa) y el efluente de este es bombeado hacia la membrana para obtener el permeado (Figura 1.2a), adicionalmente la corriente de rechazo y el material retenido son bombeados nuevamente al reactor. En la configuración operada bajo vacío (membrana sumergida o inmersa), la membrana es colocada directamente en el líquido y el permeado es extraído a través de la membrana por bombeo o gravedad. Las membranas sumergidas pueden ser usadas de dos formas: inmersas directamente en el bio-reactor (Figura 1.2b) o en una cámara separada (Figura 1.3c) (Liao *et al.*, 2006).

Aunque la tecnología de BRM inició con la comercialización de membranas externas, estos sistemas fueron asociados a altos costos, limitando su aplicación. Parte de los costos fueron reducidos al implementar sistemas con membranas sumergidas en bio-reactores aerobios, situación que favoreció el rápido desarrollo de esta tecnología. Adicionalmente, el hecho de no bombear el licor mezclado del reactor hacia la membrana hace que la biomasa esté expuesta a menos estrés en la configuración de membrana sumergida, ya que se evita el esfuerzo cortante ejercido por el bombeo. En los últimos 20 años se ha tenido un significativo progreso en el uso de membranas sumergidas (planas y fibra hueca), esto se

nota en las múltiples aplicaciones a nivel industrial y municipal y en la amplia investigación en institutos y universidades en Europa, Norte América, Australia y Asia (Yamamoto, 2009).

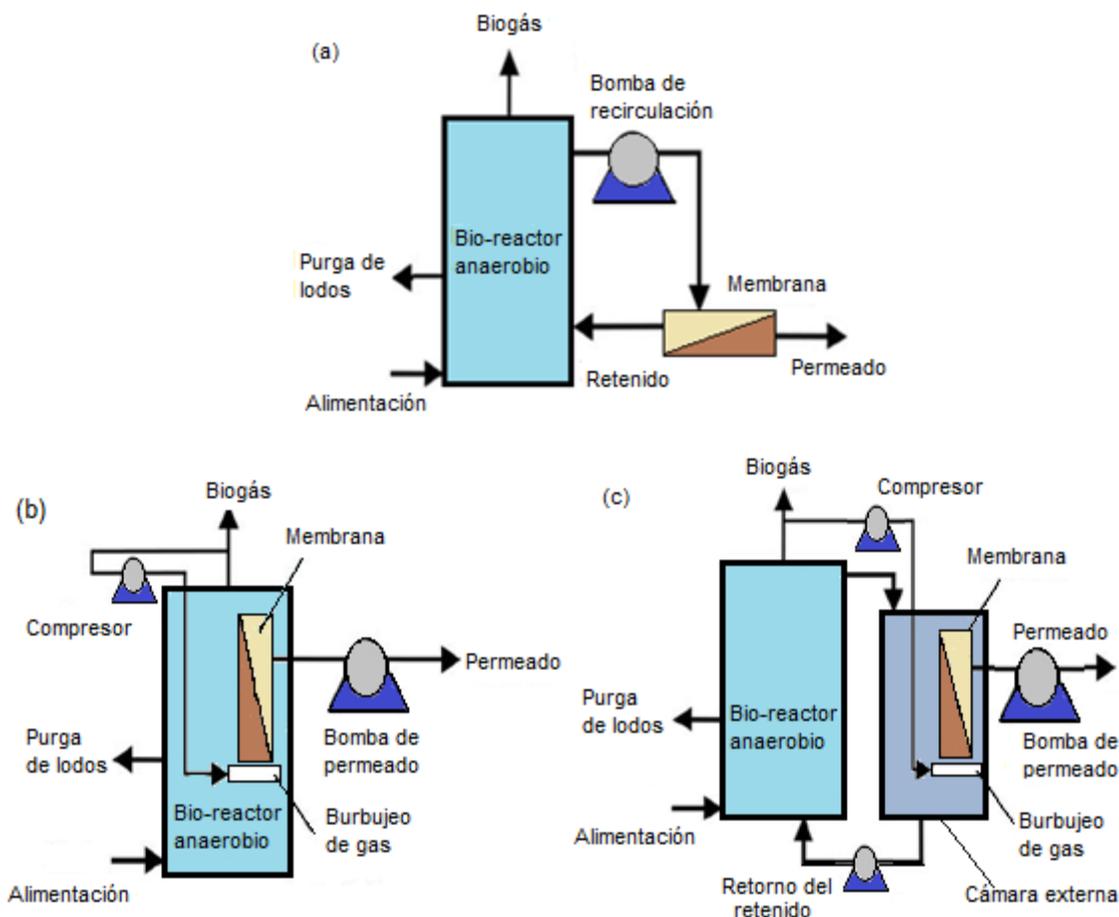


Figura 1.2. Configuraciones en un bio-reactor de membrana.
(a) Presión; (b) Inmersa en el bio-reactor y (c) Inmersa en cámara separada.
(b) Adaptado de Liao *et al.* (2006)

1.2 Bio-reactores anaerobios de membrana (BRAM)

Los BRAM pueden ser definidos como un proceso de tratamiento biológico en ausencia de oxígeno en el que se usan membranas para proveer una completa separación sólido-líquido. De acuerdo al reporte de la Water Environmental Research Foundation realizado por Hall *et al.* (2007), los BRAM han sido aplicados para el tratamiento de una amplia variedad de aguas residuales industriales a escala laboratorio, piloto y real, en los cuales se ha utilizado membranas externas de MF y UF. Liao *et al.* (2006) reportaron que un 67% de los BRAM habían sido reactores completamente mezclados (RCM), 15% filtros anaerobios, 10% reactores de lecho de lodos tipo UASB o UASB híbridos, 7% lechos fluidizados y 2% tanques sépticos. A pesar de que los RCM han sido los más utilizados, la configuración de alta tasa

como el UASB, puede ser más atractiva por tres razones: 1) pueden tener mayor eficiencia de remoción de demanda química de oxígeno (DQO); 2) se puede reducir el costo de capital de los reactores UASB eliminando la necesidad del separador sólido-líquido-gas y 3) el UASB retiene la biomasa evitando su exposición sobre la membrana.

El uso de BRAM en el tratamiento de aguas residuales municipales a escala real ha sido muy limitado, sin embargo, en los últimos años se ha incrementado la investigación a nivel de laboratorio, especialmente con el uso de membranas sumergidas. Para ello se han utilizado membranas planas (Hu y Stuckey, 2006; Huang *et al.*, 2011; Martínez-Sosa *et al.*, 2011; Pastor *et al.*, 2010), de fibra hueca (Giménez *et al.*, 2011; Wen *et al.*, 1999) y tubulares (Jeison y van Lier, 2006a; van Voorthuizen *et al.*, 2008)

En el Colegio Imperial de Londres se ha experimentado con BRAM utilizando membranas planas sumergidas que tratan agua residual sintética de baja carga, con el objetivo de caracterizar las sustancias taponantes de la membrana y evaluar el efecto de la adición de carbón activado sobre ellas. Los reactores fueron mantenidos a $35 \pm 1^\circ\text{C}$ y la biomasa fue continuamente mezclada con biogás. Se encontró que el reactor que no recibió carbón activado experimentó mayor taponamiento, presentando gran cantidad de compuestos de alto peso molecular (Aquino *et al.*, 2006). En otro trabajo experimentaron con tres BRAM para tratar aguas residuales diluidas utilizando membranas planas y de fibra hueca, resultando en remociones de DQO similares. Bajo las condiciones de operación experimentadas (37°C , pH neutro y burbujeo de biogás a una tasa de $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$), concluyeron que los BRAM sumergidos pueden tratar aguas residuales de baja carga eficientemente sin lavado de biomasa y mantener el funcionamiento cerca de tres meses sin necesidad de limpieza química (Hu y Stuckey, 2006).

El efecto del tiempo de retención hidráulico (TRH) y celular (TRC) sobre el taponamiento de la membrana también ha sido investigado en un BRAM sumergido, operado a temperatura ambiente y utilizando membranas planas para tratar agua residual sintética de baja carga. Se encontró que el TRH no tiene un impacto significativo sobre el funcionamiento del reactor y el taponamiento de la membrana, contrario al TRC. A TRC altos se incrementa la concentración de biomasa y por lo tanto se tiene un mejor tratamiento, sin embargo, se tienen altas relaciones de carbohidratos – proteínas ($\text{C/P} = 0.75 - 1.2$) en los productos microbianos solubles (PMS) favoreciendo el desarrollo acelerado del taponamiento de la membrana (Huang *et al.*, 2011).

En cuanto a la utilización de membranas sumergidas en reactores UASB que tratan aguas residuales municipales, la información es muy limitada. El primer trabajo reportado con BRAM utilizando un UASB híbrido y una membrana sumergida para tratar agua residual doméstica real fue de Wen *et al.* (1999). Estos autores emplearon membranas de fibra hueca con tamaño de poro de $0.03 \mu\text{m}$, con lo que obtuvieron remociones de DQO superiores al 97%, con una concentración promedio en el efluente inferior a $20 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y libre

de sólidos suspendidos. Además, el sistema fue capaz de resistir cambios bruscos de carga orgánica volumétrica y temperatura. Por otro lado, Wu *et al.* (2009) evaluaron diferentes adsorbentes y coagulantes para disminuir el taponamiento de una membrana plana sumergida en el efluente de un reactor UASB que trataba agua residual sintética. Ellos demostraron que la adición de policloruro de aluminio con una dosis de $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, fue el más efectivo entre los compuestos probados. Un año más tarde An *et al.* (2010) estudiaron la filtración con membranas planas sumergidas dentro de un reactor UASB, que trataba agua residual sintética a temperaturas mesofílicas (35°C). Al final determinaron, con base en la evolución de la presión transmembrana (PTM), la influencia de la filtración intermitente y del burbujeo de aire, encontrando que la primera tiene un mayor efecto sobre el control de taponamiento.

A pesar de que se han realizado estudios combinando la tecnología de membranas sumergidas con reactores UASB, existe poca información acerca de las sustancias taponantes, las estrategias de operación adecuadas y los mecanismos de taponamiento involucrados en estos sistemas, especialmente cuando se tratan aguas residuales municipales reales a temperatura ambiente.

1.3 Taponamiento

A pesar de que los BRM y BRAM representan una solución tecnológica atractiva para el tratamiento de aguas residuales industriales y municipales, el taponamiento de la membrana sigue siendo la principal desventaja de estos sistemas. Debido a su impacto económico, gran cantidad de trabajos han sido publicados sobre este tema en los últimos años, como se presenta en la Figura 1.3. Sin embargo, la mayoría de las publicaciones se han enfocado en bio-reactores aerobios de membrana (Drews, 2010; Le-Clech *et al.*, 2006; Meng *et al.*, 2009; Zhang *et al.*, 2006). Al respecto, Berube *et al.* (2006), Liao *et al.* (2004; 2006) y recientemente Stuckey (2012) y Smith *et al.* (2012) presentaron una extensa revisión acerca del taponamiento en sistemas anaerobios en los cuales se hace evidente la necesidad de más investigación para comprender las diferencias entre el taponamiento aerobio y anaerobio y las condiciones de operación que afectan a éste.

El taponamiento se refiere a la deposición o adsorción de material sobre la superficie de la membrana o entre los poros durante la operación (Drews, 2010). Se dice que este es causado por la combinación de componentes en el reactor (orgánicos solubles, partículas coloidales del influente y de lisis celular, así como precipitados inorgánicos) que a su vez son influenciados por parámetros tales como la composición del agua residual y del sistema biológico, tipo de membrana, condiciones hidrodinámicas y sistema químico como se puede ver en la Figura 1.4 (Stuckey, 2012). El taponamiento afecta el funcionamiento de un bio-reactor de membrana al reducir el flux permeado, incrementando la PTM y así el consumo de energía. Además se aumenta la frecuencia y remplazo de las membranas, acrecentando los costos de operación y mantenimiento (Wang *et al.*, 2009).

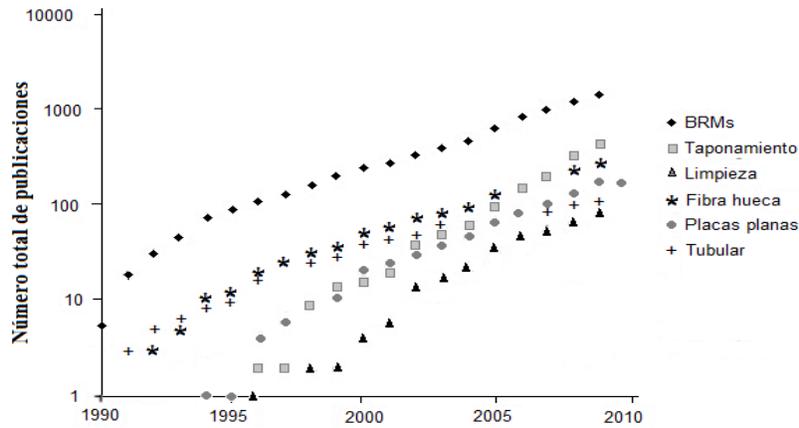


Figura 1.3. Tendencia en la investigación en BRM. (Santos *et al.*, 2011)

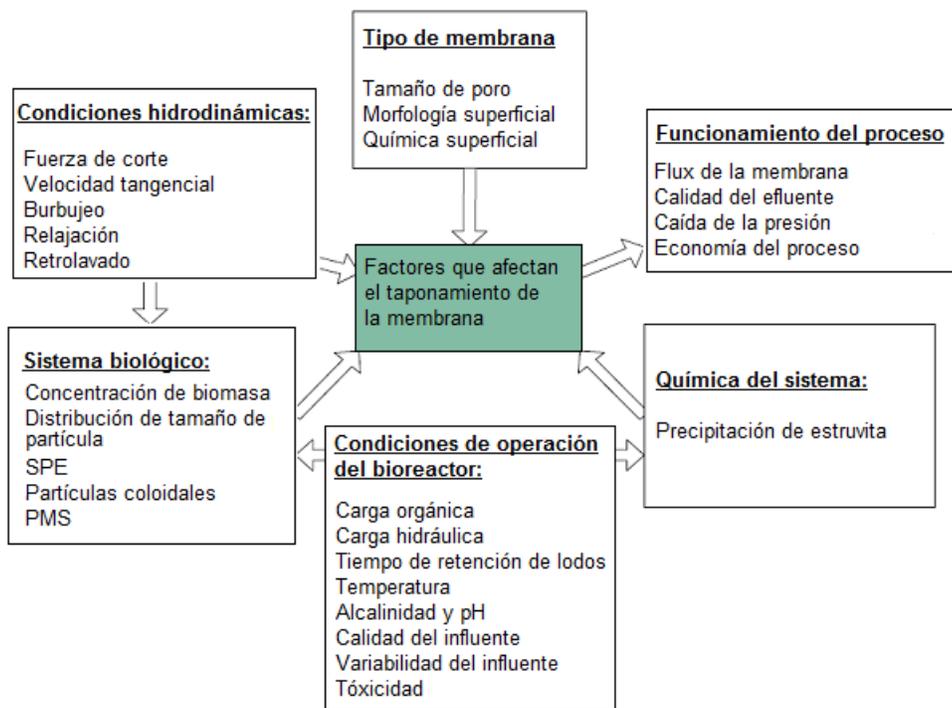


Figura 1.4. Parámetros e interacciones que influyen en el funcionamiento de un BRAM. (Stuckey, 2012)

1.3.1 Tipos de taponamiento

De manera general, el taponamiento se clasifica en tres tipos de acuerdo al origen de las sustancias taponantes: biotaponamiento, orgánico e inorgánico.

El biotaponamiento se refiere a las interacciones entre la superficie de la membrana y los componentes de la biomasa (células microbianas o agregados, productos de secreción microbiana, constituyentes de las células derivadas de su lisis y virus). El biotaponamiento se manifiesta mediante la obstrucción de los poros, formación de una capa de lodo y la adsorción de sustancias poliméricas extracelulares (SPE) y productos microbianos solubles (PMS) (Liao *et al.*, 2004).

El taponamiento orgánico se debe a la acumulación y adhesión de compuestos orgánicos solubles y coloidales, como proteínas y polisacáridos, sobre la superficie de la membrana. Las SPE y los PMS juegan un papel importante, ya que de acuerdo a diferentes estudios (Aquino y Stuckey, 2004; Metzger *et al.*, 2007; Rosenberger *et al.*, 2006), estos son la causa de este tipo de taponamiento. Rosenberger *et al.* (2006) demostraron que los polisacáridos y la materia orgánica soluble con peso molecular mayor a 120kDa tienen un fuerte impacto sobre el taponamiento de la membrana.

El taponamiento inorgánico se refiere a la precipitación de cristales y coloides inorgánicos sobre la membrana y la superficie de los poros, donde la estruvita ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$) es el compuesto taponante que predomina en condiciones anaerobias (Choo *et al.*, 2000; Kang *et al.*, 2002; Yoon *et al.*, 1999). La precipitación de la estruvita ocurre cuando la concentración combinada de iones libres de Mg^{+2} , NH_4^+ y PO_4^- exceden el producto de solubilidad de la estruvita el cual está en el rango de 12.6 y 13.3 (Ohlinger *et al.*, 1998). Al respecto, Salazar-Pelaez *et al.* (2011a) evaluaron un BRAM que trataba aguas residuales tipo municipal mediante un análisis cuantitativo basado en las concentraciones de los iones libres de Mg^{+2} , NH_4^+ y PO_4^- presentes en el efluente de un reactor UASB que estaba en contacto con la membrana de ultrafiltración, encontrando que bajo las condiciones presentadas se tenían concentraciones no saturadas de los elementos, de modo que la precipitación de estruvita no ocurriría.

De acuerdo con estudios realizados por Ognier *et al.* (2002), en membranas de cerámica se puede obtener un taponamiento severo por la precipitación de $CaCO_3$, bajo ciertas condiciones de operación. Por su parte, Wang *et al.* (2009) encontraron que iones como magnesio, aluminio, hierro, calcio y silicio se precipitaban en la capa taponante mejorando las condiciones cohesivas de ésta y causando un taponamiento irreversible. Por otro lado, Costa *et al.* (2006) mostraron que la interacción entre sustancias taponantes orgánicas e inorgánicas favoreció la formación de una capa gelatinosa causando taponamiento en membranas de UF, ya que la concentración-polarización permite concentraciones más altas de iones orgánicos e inorgánicos sobre la membrana.

De acuerdo al grado de retención de las sustancias taponantes, el taponamiento se clasifica en removible, irremovible e irreversible. El taponamiento removible es aquel causado por sustancias taponantes pobremente adheridas a la superficie de la membrana, que van formando una capa y que puede ser eliminado por medio de limpieza física como retro lavados, burbujeo o relajación. El irremovible, se debe al bloqueo de los poros y a las sustancias taponantes fuertemente adheridas, que necesitan limpieza química para ser eliminadas. Finalmente, el taponamiento irreversible es el que permanece y no puede ser removido por ningún método de limpieza (Meng *et al.*, 2009).

1.3.2 Características de la biomasa y sustancias taponantes

Las principales sustancias taponantes que influyen en el taponamiento de BRM son las partículas, materia orgánica coloidal y disuelta (PMS y SPE), sustancias inorgánicas y células microbianas (Defrance *et al.*, 2000; Dvořák *et al.*, 2011; Germain *et al.*, 2005; Herrera-Robledo *et al.*, 2011b; Huang *et al.*, 2011; Jinsong *et al.*, 2006; Lin *et al.*, 2010).

La concentración de sólidos suspendidos en el licor mixto, SSLM, ha sido considerada como un factor que afecta negativamente el taponamiento. Beaubien *et al.* (1996) detectaron en su investigación que el flux permeado variaba de $13 \mu\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ a $7 \mu\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ cuando la concentración de SSLM aumentaba de $2.5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ a $22 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ en un BRAM con membrana externa. Por otro lado, Jeison y Van Lier (2006a) investigaron el efecto de la concentración de la biomasa sobre la formación de la capa taponante, con valores entre 25 y $50 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, encontrando que al incrementarla se aumentaba el flujo de sólidos hacia la superficie de la membrana y por lo tanto disminuía el flux crítico. De igual forma, Germain *et al.* (2005) encontraron que aún con concentraciones de SSLM menores a 4.3 g/L , se presentó taponamiento para valores de flux alto y que un incremento en la concentración de sólidos no aumentaría la tasa de taponamiento, excepto para valores más altos (12.1 y 13.5 g/L) y velocidades de aireación más bajas (0.07 m/s). Este efecto negativo del incremento de la concentración de SSLM está asociado con el aumento de la viscosidad, resultando en un descenso en la velocidad tangencial y el número de Reynolds en la suspensión de lodo (Meng *et al.*, 2007).

Contradictoriamente, algunos autores han reportado un impacto insignificante de los SSLM sobre el taponamiento. Harada *et al.* (1994) investigaron la influencia de los SSLM y compuestos orgánicos solubles en un BRAM con membrana externa que trataba agua residual sintética con alta carga de material particulado, encontrando que la acumulación de compuestos orgánicos solubles tuvo un mayor efecto sobre el taponamiento que el incremento en la concentración de los SSLM, reportando un umbral de concentración de SSLM ($3.6 - 8.4 \text{ g/L}$) a partir del cual ya no hay influencia de éstos sobre el taponamiento. Le-Clech *et al.* (2006) observaron que para valores entre 4 y 8 g/L no hubo diferencia significativa sobre el flux crítico y Brookes *et al.* (2006) compararon dos reactores con la misma concentración de SSLM y diferentes TRH y TRC, hallando diferencias en la concentración de SPE y PMS con los dos reactores, razón por la cual señalan al TRH y TRC como mejores indicadores del taponamiento. Finalmente, no hay una correlación clara entre

la concentración de SSLM y otras características taponantes, indicando que los SSLM por sí solos son un pobre indicador de la propensión al taponamiento (Jefferson *et al.*, 2004).

Respecto a las partículas coloidales, Choo y Lee (1996a) encontraron un mayor índice de polarización para éstas que para los compuestos disueltos o células contenidas en un digestor anaerobio y concluyen que los coloides finos son los responsables de una capa taponante altamente densa.

La distribución de tamaño de partículas puede determinar la deposición de éstas sobre la superficie de la membrana. Hwang *et al.* (2010) evaluaron la deposición selectiva de partículas finas en un sistema de microfiltración sumergida a flux constante. Se encontró que la distribución de tamaño de partícula en la capa taponante formada fue más pequeña que en la suspensión, pero que ésta a su vez aumentaba con el incremento del flux permeado. Esto debido a que la probabilidad de deposición de las partículas depende de su tamaño y generalmente partículas más pequeñas son más estables cuando se ubican en la superficie de la membrana desde el punto de vista hidrodinámico (Altmann y Ripperger, 1997; Kwon y Vigneswaran, 1998). Cid-León (2007) encontró que la distribución de tamaño de partículas en el efluente de un reactor UASB que trataba aguas residuales municipales varió entre 200 y 3042 nm, pero que al incorporarse una membrana externa a éste, la distribución de tamaño de partículas disminuyó drásticamente a un valor promedio de 530 nm al final del ciclo, debido a la fuerza de corte inducida por el bombeo, que generó un rompimiento de partículas, coincidiendo con lo observado por Choo y Lee (1998). Recientemente, An *et al.* (2010) evaluaron la influencia del burbujeo de aire sobre la distribución de tamaño de partícula; encontrando que éste disminuyó con el incremento de la tasa de aireación, especialmente cuando era superior a 2 L·min⁻¹.

Las sustancias poliméricas extracelulares, SPE, son los materiales de construcción para agregados microbianos como biopelículas, flocs y lodos activados. Estas son principalmente secreciones de microorganismos y productos de lisis celular e hidrólisis de macromoléculas (Sheng *et al.*, 2010) compuestas de diferentes clases de macromoléculas como polisacáridos, proteínas, ácidos nucleicos y otros compuestos poliméricos que han sido encontrados fuera de la superficie celular y en el espacio intercelular de agregados microbianos (Le-Clech *et al.*, 2006).

Las SPE que existen fuera de la superficie celular pueden ser subdivididas en dos categorías: SPE ligadas que se encuentran adheridas a las células y SPE solubles, que forman parte de los llamados productos microbianos solubles, PMS, que se encuentran disueltas en la solución o débilmente ligadas a la célula (Laspidou y Rittmann, 2002). Estos dos tipos de SPE pueden ser separados por filtración o centrifugación, donde los PMS permanecen en el sobrenadante y las SPE ligadas quedan en los flocs retenidos. Adicionalmente, para la caracterización y cuantificación de las SPE ligadas, éstas deben ser extraídas, para lo que se han reportado varios métodos físicos, físico-químicos y químicos.

Los métodos físicos utilizan fuerzas externas, las cuales son creadas por ultrasonido, centrifugación o calor para fomentar el desprendimiento de las SPE de las células y que se disuelvan en la solución; los métodos químicos incluyen la adición de un componente químico que interrumpe las interacciones entre las SPE y las células acelerando la disolución de las SPE (Sheng *et al.*, 2010). Entre los métodos más usados en BRM se encuentra el tratamiento térmico (Ng y Ng, 2010; Zhang *et al.*, 1999) , intercambio con resina catiónica (Frølund *et al.*, 1996) y extracción con formaldehído más hidróxido de sodio (Liu y Fang, 2002).

Las SPE también han sido reportadas como un factor que influye en el taponamiento de las membranas. Cho y Fane (2002) realizaron autopsias de las membranas acopladas externamente a un reactor UASB, las cuales revelaron un taponamiento significativo por SPE y una distribución desigual de éstas; sugieren que el incremento inicial y gradual de la PTM en las corridas de filtración se debe a la deposición de las SPE en las primeras horas. Lin *et al.* (2009) encontraron que en un reactor anaerobio termofílico las SPE tienen una mayor relación proteína-carbohidrato ($P/C = 1.33 \pm 0.12$) que en uno mesofílico ($P/C = 0.84 \pm 0.09$). Esta diferencia es atribuida a que el reactor termofílico operó con una carga orgánica más baja que el mesofílico y a que a temperaturas altas se tiene una mayor lisis celular.

Como se mencionó anteriormente, los PMS son compuestos orgánicos solubles que son liberados durante el metabolismo del sustrato y el decaimiento de la biomasa en sistemas con cultivos mixtos como son los procesos biológicos de tratamiento (Laspidou y Rittmann, 2002).

Entre los mayores componentes identificados en los PMS se encuentran las sustancias húmicas, carbohidratos y proteínas. En cuanto a la distribución de peso molecular, Barker y Stuckey (1999) reportaron que ésta varía ampliamente entre <0.5 y >50 kDa y que pueden ser afectados por parámetros como el TRC y el tipo de reactor. Adicionalmente, los compuestos de alto peso molecular fueron degradados rápidamente en condiciones aerobias, mientras que los de bajo peso molecular en condiciones anaerobias.

Namkung y Rittmann (1986) dividieron los PMS en dos categorías: BAP (productos asociados a la biomasa) asociados con el decaimiento de la biomasa y UAP (productos asociados a la utilización) que son asociados con el metabolismo del sustrato, lo que incluye los productos intermedios del metabolismo celular, y el crecimiento de la biomasa. Posteriormente se planteó una teoría unificada que acopla la producción y degradación de los PMS con la formación y degradación de SPE en sistemas aerobios (Laspidou y Rittmann, 2002), la cual es esquematizada en la Figura 1.5. En esta teoría, las células utilizan electrones del sustrato donador de electrones para construir biomasa activa, produciendo también SPE ligadas y UAP en el proceso. Las SPE ligadas son hidrolizadas a BAP, mientras que la biomasa activa se somete a decaimiento activo para formar células muertas

residuales. Finalmente, los UAP y BAP que son biodegradables, son utilizados por la biomasa activa como donadores de electrones reciclados.

Experimentos realizados para establecer diferencias entre los BAP y los UAP han mostrado que los BAP tienen mayor peso molecular que los UAP, bajas relaciones DBO_5/DQO indicando menor biodegradabilidad y baja absorbancia específica a la luz ultravioleta (SUVA) indicando un carácter hidrofílico de estos (Jarusutthirak y Amy, 2007; Jiang *et al.*, 2010).

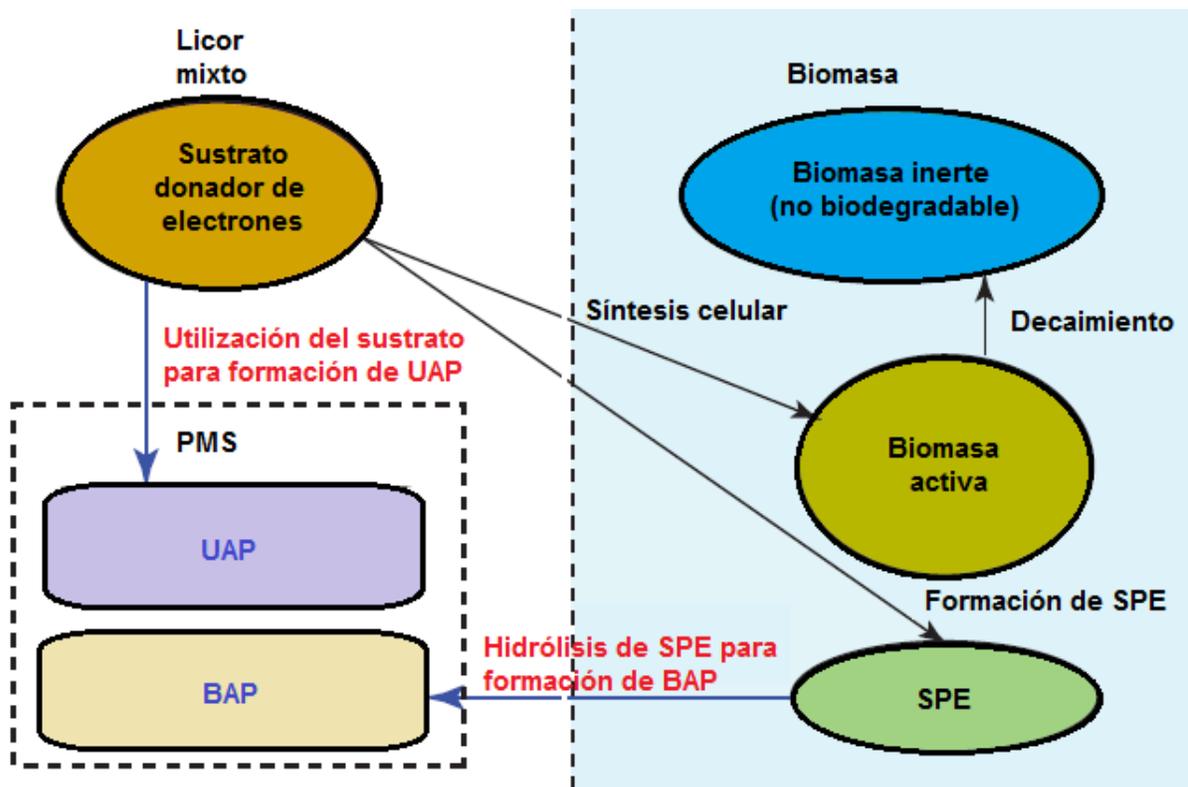


Figura 1.5. Esquema de la teoría unificada para PMS, SPE y biomasa activa e inerte. (Ni *et al.*, 2011)

Debido a que los PMS (especialmente los BAP) son lentamente biodegradables, la tendencia de estos es la acumulación, ya que la mayoría de compuestos orgánicos que entran a un proceso biológico son más rápidamente biodegradable que los PMS, por lo tanto la DQO soluble del efluente generalmente es controlada por la concentración de PMS.

En bio-reactores de membrana aerobios se ha demostrado que los PMS influyen considerablemente en el taponamiento de la membrana (Dong y Jiang, 2009; Drews *et al.*, 2007; Jang *et al.*, 2007; Wang y Zhang, 2010), reduciendo la porosidad al obstruir los poros de la membrana, por deposición en conjunto con una capa de lodo, o ambos (Liang *et al.*, 2007) como se muestra en la Figura 1.6.

En bio-reactores anaerobios, los PMS tienen influencia en el taponamiento de la membrana. Se ha observado que el tamaño y concentración de PMS en el licor mixto es un factor adverso para el flux permeado, ya que al tener altas concentraciones de PMS contribuye considerablemente al taponamiento de la membrana (Harada *et al.*, 1994). Aquino *et al.* (2006) evaluaron dos BRAM con membranas de microfiltración sumergidas, encontrando que proteínas de alto peso molecular y carbohidratos originados principalmente de lisis celular y las SPE fueron los principales compuestos orgánicos que contribuyeron al taponamiento interno de la membrana. Recientemente, Lin *et al.* (2009) obtuvieron en un reactor UASB a temperaturas altas (55°C) y cargas orgánicas bajas, un mayor contenido de PMS que afectaron el taponamiento de la membrana negativamente, en comparación con otro operado a 37°C. Por su parte, Zhou *et al.* (2009) encontraron que los PMS fueron degradados considerablemente en la parte superior de un reactor UASB que trataba agua residual de baja carga, a pesar de la poca cantidad de sólidos en esta zona. Ellos sugieren que los PMS se acumulan en los bio-reactores anaerobios principalmente debido a las bacterias acidogénicas y que por el contrario, las bacterias metanogénicas pueden ser las principales consumidoras de PMS.

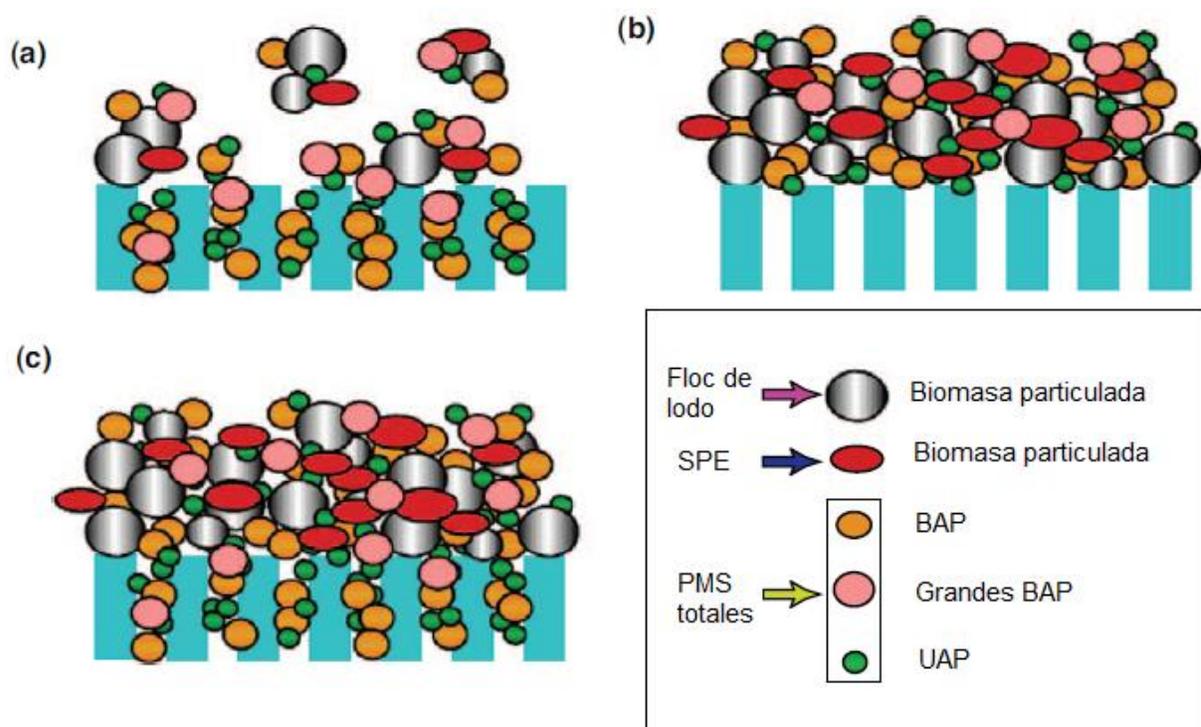


Figura 1.6. Taponamiento en BRM causado por PMS; a) taponamiento de los poros de la membrana; b) deposición de sólidos sobre la membrana y c) ambos (Ni *et al.*, 2011)

Por otro lado, los PMS presentan propiedades quelantes en sistemas aerobios y anaerobios, influyendo en la toxicidad y biodisponibilidad de metales. Kuo y Parkin (1996) encontraron

grupos funcionales quelantes como carboxilos, hidroxilos, fenoles y aminas en los PMS. Estos grupos quelantes pueden actuar como ligando y acomplejarse con metales encontrados comúnmente en aguas residuales y lodos. De acuerdo a González-Gil (2003) se incrementó la biodisponibilidad de Ni y Co cuando se agregó extracto de levadura a un reactor anaerobio, debido a la formación de complejos solubles biodisponibles, favoreciendo la disolución de los metales. Holakoo *et al.* (2006) compararon las propiedades quelantes de varias fracciones de PMS en un BRM antes y después de la adición de cobre. Los resultados indicaron que la capacidad de complejación de los PMS después de la adición de cobre fue casi la mitad de su valor antes de ésta, debido a un incremento en el peso molecular de los PMS. Adicionalmente, los PMS y SPE pueden tener la capacidad de enlazarse con cationes divalentes, tales como Ca^{+2} (Mayer *et al.*, 1999a) los cuales pueden producir macroestructuras en la capa taponante que puede permanecer después de procedimientos convencionales de limpieza (Herrera-Robledo *et al.*, 2010) .

Por último, entre los compuestos inorgánicos que pueden presentarse en el taponamiento de membranas utilizadas en bio-reactores anaerobios, sobresale la estruvita ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$). Choo y Lee (1996b) identificaron a la estruvita como el mayor taponante inorgánico en una membrana acoplada a un bio-reactor anaerobio, que trataba aguas residuales provenientes de una planta destiladora de alcohol, y que al depositarse junto con células microbianas sobre la superficie de la membrana, tienen una gran influencia en la formación de una capa taponante fuertemente adherida a esta. En un estudio posterior, Choo *et al.* (2000) evaluaron membranas poliméricas y de cerámica acopladas a un digestor anaerobio alimentado con agua residual sintética de alta carga ($\text{DQO}_{\text{inf}} = 27000 \text{ mg}\cdot\text{l}^{-1}$) , encontrando que las membranas de cerámica fueron afectadas en mayor grado por la precipitación de estruvita dentro de los poros. Para mitigar este efecto adverso instalaron una unidad de diálisis/zeolita adherida al BRAM, obteniendo un incremento en el flux permeado. Sin embargo, Salazar-Pelaez *et al.*, (2011a) encontraron al tratar aguas residuales tipo municipal en un BRAM, que aunque fueron encontrados los componentes de la estruvita, bajo las condiciones presentadas se tenían concentraciones no saturadas de los elementos de modo que la precipitación de estruvita no ocurriría.

1.3.3 Modo de operación

Un BRAM puede ser operado bajo condiciones de PTM o flux constante (Ver Figura 1.7). En la primera la PTM es mantenida constante durante la corrida de filtración y el flux disminuye con el tiempo debido al taponamiento de la membrana; bajo este régimen, se presenta una rápida caída en el flux durante las etapas iniciales de la filtración y la tasa de taponamiento disminuye hasta alcanzar un estado estacionario. En la operación a flux constante, se fija el flux de permeado y se permite el incremento de la PTM en la medida que aumenta el taponamiento de la membrana. Existe poca información acerca de la comparación de los modos de operación (Carrere *et al.*, 2002; Defrance y Jaffrin, 1999; Vyas *et al.*, 2002). Sin embargo, se han planteado mecanismos de taponamiento para cada uno de estos; de acuerdo a Bae y Tak (2005), se tiene un mecanismo de formación de la capa taponante en

tres fases: en la primera fase se tiene la deposición irreversible de la fracción soluble de la biomasa en suspensión, la segunda fase se caracteriza por el asentamiento de partículas de lodo sobre la superficie de la membrana o sobre las capas formadas previamente permitiendo una declinación más lenta del flux y la tercera fase está definida cuando el flux se estabiliza, indicando un equilibrio entre el retrotransporte de las partículas y el arrastre del permeado.

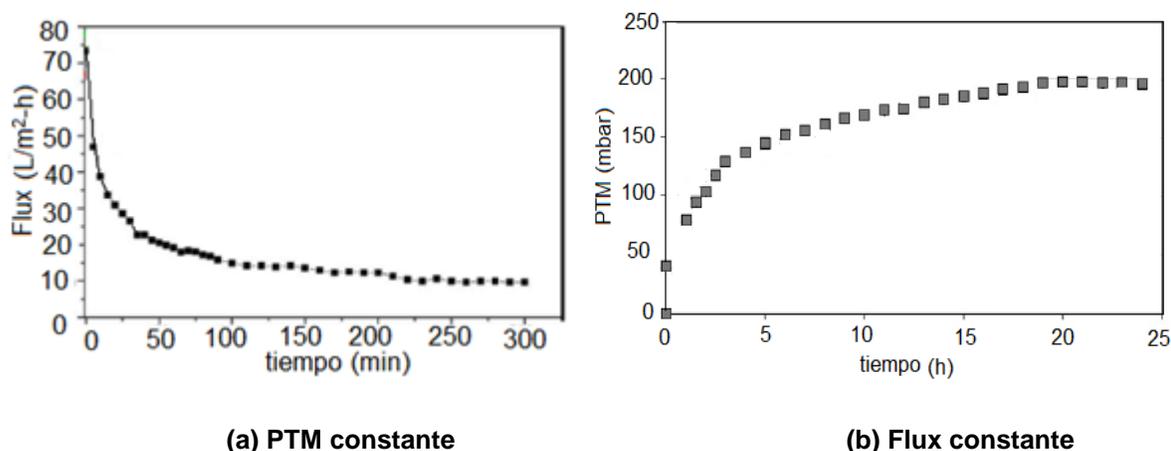


Figura 1.7. Modos de operación

Por otro lado, la operación con flux constante evita el excesivo taponamiento de las membranas y es más rentable para la configuración de membrana sumergida, sin embargo la deposición bajo estas condiciones de taponamiento lento puede ser más irreversible, ya que el mecanismo resultante tiende a ser el bloqueo interno por macromoléculas (Defrance y Jaffrin, 1999; Le-Clech *et al.*, 2006; Vyas *et al.*, 2002). De acuerdo con el estudio realizado por Zhang *et al.* (2006), los mecanismos de taponamiento involucrados en la operación con flux constante se dividen en tres etapas. La primera etapa o acondicionamiento del taponamiento, que se caracteriza por el cerramiento o bloqueo de poros debido a la rápida formación de una película acondicionante y depósitos de residuos de flocs sobre la superficie de la membrana; la segunda etapa o de taponamiento lento o estable, se debe al bloqueo de poros, deposición de biopolímeros, adhesión y crecimiento de la biopelícula; y por último, se tiene la tercer etapa o salto de la PTM, que se caracteriza por el incremento súbito de la PTM debido al severo taponamiento de la membrana. Cho y Fane (2002) atribuyen el salto de la PTM a cambios en el flux local (a nivel de poros) que eventualmente son mayores que el flux crítico. Recientemente, Herrera *et al.* (2010) propusieron que el incremento súbito de la PTM ocurre cuando se presenta colapso-compresión de la capa taponante. Esa hipótesis supone que la capa taponante crece continuamente hasta un punto en el que la estructura interna, la cual está compuesta por una red de compuestos híbridos orgánicos/inorgánicos, colapsa. El flux local aumenta junto con la deposición de sólidos, ocasionando la compresión de la capa taponante y un fuerte incremento en la resistencia a la filtración. Esta hipótesis ha sido

evidenciada en estudios a escala de laboratorio, dado que el área utilizada de la membrana es pequeña y se pueden lograr incrementos en el flux local rápidamente.

1.3.4 Flux crítico

El flux crítico se define como el flux por debajo del cual no ocurre taponamiento de la membrana. Esta definición ha sido replanteada en diferentes estudios, así como los métodos de determinación. Se distinguen dos formas del concepto de flux crítico cuando se opera en condiciones subcríticas: flux crítico fuerte, cuando la PTM empieza a desviarse de la línea obtenida con agua pura; y flux crítico débil, cuando se asume que hay un rápido taponamiento en el arranque del sistema, de modo que la relación flux – PTM está por debajo de la línea del agua pura (Field *et al.*, 1995).

El flux crítico en un bio-reactor de membrana dependerá de las condiciones de operación, entre las cuales se encuentran las propiedades de la suspensión que está en contacto con la membrana (pH, carga iónica, concentración y tamaño de las partículas); condiciones hidrodinámicas (velocidad tangencial, burbujeo de gas, periodos de lavado) y propiedades de la membrana (porosidad, corte de peso molecular, material, configuración de la membrana) (Bacchin *et al.*, 2006; Bottino *et al.*, 2009; Jeison y van Lier, 2006a; Le-Clech *et al.*, 2006).

Para la determinación del flux crítico se han utilizado varios métodos que se basan principalmente en mediciones de flux y PTM entre los que se destacan el de observación directa sobre la membrana (DOTM) (Li *et al.*, 1998), balances de masa (Kwon *et al.*, 2000) y deducciones de observaciones del comportamiento flux-PTM (Chen *et al.*, 1997; Le-Clech *et al.*, 2003; Wu *et al.*, 1999). Cuando se tienen fluidos complejos, como es el caso de BRM, en los cuales se tiene presencia de macromoléculas y partículas, el taponamiento de la membrana ocurre aun en valores de flux bajos, pero cambia drásticamente cuando se alcanza el flux crítico, lo cual hace útil el uso del método de incremento de pasos para determinar el valor de flux crítico. En este método se deben establecer la altura y la duración del paso de tal forma que se tenga alta exactitud en la determinación del valor de flux crítico (Le-Clech *et al.*, 2006).

Existen reportes de la determinación de flux crítico en BRM aerobios (Bottino *et al.*, 2009; Fan *et al.*, 2006; Howell *et al.*, 2004; Kwon *et al.*, 2000), sin embargo, en sistemas anaerobios, la información es muy limitada (Liao *et al.*, 2006). Para BRAM con membrana externa se han encontrado valores de flux crítico que varían entre 4 y 250 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$, mientras que para los sistemas con membranas sumergidas estos valores se encuentran entre 3 y 80 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$. Basados en el flux crítico, se han establecido fluxes de operación en BRAMs de 7.2 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$ (Lin *et al.*, 2009), 10 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$ (Hu y Stuckey, 2006), 20 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$ (Jeison y van Lier, 2006a) y 25 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$ (Pastor *et al.*, 2010). Se considera que la variabilidad en los valores establecidos de flux de operación se debe a las

diferencias en las características del licor mixto, condiciones de operación y tipo de membrana utilizada.

Mantener un flux permeado alto incrementa la productividad del sistema, sin embargo la tasa de transferencia de masa hacia la membrana es más alta y por lo tanto la tasa de taponamiento también (Wen *et al.*, 1999). La mayoría de los BRM operan con valores de flux inferiores al flux crítico para limitar el taponamiento rápido y severo de las membranas. En este sentido, se define el flux sostenible como aquel en el cual la PTM incrementa gradualmente en una tasa aceptable, de tal forma que la limpieza química de las membranas no se realiza frecuentemente (Le-Clech *et al.*, 2006).

1.3.5 Mecanismos de taponamiento

Para determinar el mecanismo de taponamiento que predomina en una membrana, se han desarrollado una serie de modelos e índices de taponamiento, los cuales están basados en la caracterización de las propiedades físicas y químicas de la membrana, incluyendo la caracterización de la dinámica del taponamiento. El modelo clásico de las leyes de bloqueo propuesto por Hermans *et al.* (1936) y posteriormente unificado por Hermia (1982) es uno de los modelos más populares usados en BRM. Este modelo describe cuatro mecanismos simples de taponamiento de la membrana causado por partículas (Ver Figura 1.8): a) Bloqueo completo: Asume que una partícula bloquea un poro de la membrana sin superponerse sobre otras partículas. b) Bloqueo estándar: Asume que las partículas se depositan dentro de los poros de la membrana, disminuyendo así la sección del poro proporcionalmente al tamaño de las partículas depositadas. c) Bloqueo intermedio: Asume que unas partículas se depositan sobre otras, mientras otras bloquean poros de la membrana. d) Bloqueo por torta taponante: Ocurre cuando las partículas se acumulan en la superficie de la membrana en una capa permeable de espesor en aumento que incrementa la resistencia al flujo.

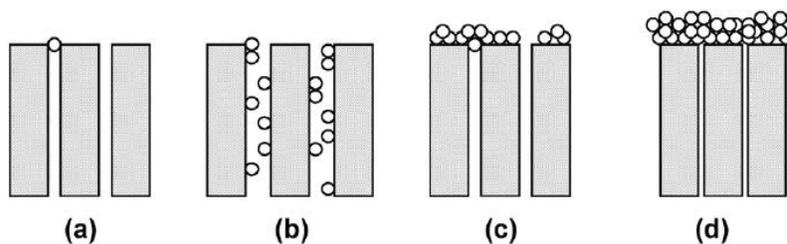


Figura 1.8. Mecanismos de taponamiento
(a) completo, (b) estándar, (c)intermedio y (d)torta taponante

La forma característica del modelo desarrollado por Hermia (1982) para los mecanismos de taponamiento cuando el BRM es operado a PTM constante es:

$$\frac{d^2t}{dV^2} = k \left(\frac{dt}{dV} \right)^n \quad \text{Ecuación 1}$$

donde t es el tiempo en segundos, V es volumen de permeado acumulado en m³, k es una constante y n es el índice de bloqueo igual a 2, 1.5, 1 o 0 para bloqueo completo, estándar, intermedio y por capa taponante, respectivamente.

Posteriormente, Hlavacek y Bouche (1993), extendieron el modelo para ser aplicado a BRM operados con flux constante y su ecuación característica es:

$$\frac{d^2t}{d(\Delta P)^2} = k \left(\frac{dt}{d(\Delta P)} \right)^n \quad \text{Ecuación 2}$$

El modelo se basa en varios supuestos: 1) la membrana es considerada como una cantidad de poros paralelos y ordenados con radio r_o y longitud L . 2) el régimen de flujo es laminar y el flujo permeado, Q_o , es una constante igual a la relación de volumen permeado con el tiempo. 3) cada partícula que llega a la membrana es capturada. En la Tabla 1.3 se presentan las ecuaciones utilizadas en el modelo de las leyes de bloqueo para PTM y para flux constante.

Tabla 1.3. Ecuaciones características del modelo de las leyes de bloqueo

Mecanismo	PTM constante	Flux constante
Bloqueo completo	$K_b V = Q_o(1 - e^{K_b t})$	$\frac{P}{P_o} = \frac{1}{1 - K_b t}$
Bloqueo intermedio	$K_i V = \ln(1 + K_i Q_o t)$	$\frac{P}{P_o} = e^{K_i J_o t}$
Bloqueo estándar	$\frac{K_s t}{2} = \frac{t}{V} - \frac{1}{Q_o}$	$\frac{P}{P_o} = \left(1 - \frac{K_s J_o t}{2}\right)^{-2}$
Bloqueo por capa taponante	$K_c V = \frac{2t}{V} - \frac{2}{Q_o}$	$\frac{P}{P_o} = 1 + K_c J_o^2 t$

Nota: V = Volumen permeado; Q_o = Caudal permeado; P = PTM al tiempo t; P_o = PTM inicial; t = tiempo de filtración; K = Constante con el subíndice propio de cada mecanismo; J_o = flux permeado.

Este modelo no permite evaluar la importancia relativa de cada mecanismo en un momento particular del proceso de filtración, lo cual sugiere que un modelo de taponamiento clásico simple no es una buena descripción. Además se asume que el taponamiento es debido únicamente a un mecanismo y/o que no hay desprendimiento de partículas en la superficie de la membrana. Se han desarrollado estudios en los cuales se han utilizado los cuatro modelos de taponamiento clásicos y se ha reportado la transición entre mecanismos durante la filtración de proteínas (Choo *et al.*, 2000; Palacio *et al.*, 2002) y polisacáridos (Ye *et al.*, 2005).

Se han desarrollado otros modelos para suplir algunas de las limitaciones de los cuatro modelos clásicos de las leyes de bloqueo. Algunos consideran la combinación de los mecanismos de taponamiento en forma paralela (Bolton *et al.*, 2006a; Bolton *et al.*, 2006b; Ho y Zydney, 2000) y otros consideran que los mecanismos ocurren en forma secuencial (Hwang y Chen, 2007; Ye *et al.*, 2005).

El modelo de resistencia en series con el uso de la ley de Darcy divide la resistencia total en términos de resistencia de la membrana la cual se incrementa por el taponamiento interno de los poros y por la torta taponante. Este modelo ha sido ampliamente usado en BRM aerobios (Meng *et al.*, 2007; Wang *et al.*, 2007) y BRAM (Gao *et al.*, 2010b; Lin *et al.*, 2009; van Voorthuizen *et al.*, 2008). La ecuación característica de este modelo es:

$$R_t = R_m + R_i + R_c = \frac{1}{\mu * K} \quad \text{Ecuación 3}$$

Donde:

- R_t : Resistencia total, m^{-1}
- R_m : Resistencia de la membrana, m^{-1}
- R_i : Resistencia por el taponamiento interno de poros, m^{-1}
- R_c : Resistencia por torta o capa taponante, m^{-1}
- μ : Viscosidad dinámica, Pa·s
- K : Permeabilidad de la membrana, $m \cdot s^{-1} \cdot Pa^{-1}$

Ho y Zydney (2000) desarrollaron un modelo combinado que predice una transición del bloqueo de poros a la filtración de capa taponante verificándolo con datos experimentales obtenidos durante la filtración a presión constante de albúmina sérica bovina. En este modelo, las sustancias taponantes se depositan inicialmente en la membrana virgen, reduciendo el área disponible para la filtración y asume que este depósito naciente es parcialmente permeable al flujo a través de los poros bloqueados. Tan pronto como la superficie de la membrana se tapona drásticamente, las sustancias taponantes comienzan a depositarse sobre las regiones inicialmente bloqueadas, causando un incremento en la resistencia hidráulica al flujo asociado con la creciente capa. En este modelo utilizaron tres parámetros y una solución aproximada que siempre permitió el cálculo del flux como una función del tiempo sin integrar. La desventaja de este modelo radica en que no se tuvo en cuenta el taponamiento interno, el cual puede ser importante para casos en los que la corriente de alimentación tiene una concentración baja de sustancias taponantes.

En sus investigaciones Bolton *et al.* (2006a) generaron cinco nuevos modelos de taponamiento que representaban los efectos combinados de los mecanismos de taponamiento clásicos. Con flujo constante, la presión se incrementa cuando la membrana se tapa y en tal caso la ley de Darcy se reduce a la siguiente ecuación:

$$\frac{P}{P_o} = \frac{R_t A_o}{R_m A} \quad \text{Ecuación 4}$$

Donde: P : PTM final
 P_o : PTM inicial
 R_t : Resistencia total, m^{-1}
 R_m : Resistencia de la membrana, m^{-1}
 A : Área disponible de la membrana, m^2
 A_o : Área inicial de la membrana, m^2

Al combinar el bloqueo completo con la formación de torta taponante, el taponamiento podría ocurrir por pérdida de área debido al bloqueo completo y por incremento en la resistencia debido al cubrimiento de la membrana por la torta taponante, por lo tanto el flux a través del área de la membrana que no ha sido bloqueada, se incrementará con el tiempo. Esta combinación de mecanismos (TT-C) es descrita en la ecuación 5:

$$\frac{P}{P_o} = \frac{1}{(1-K_b t)} \left(1 - \frac{K_c J_o^2}{K_b} \ln(1 - K_b t) \right) \quad \text{Ecuación 5}$$

Donde: P : PTM final
 P_o : PTM inicial
 K_b : Constante para bloqueo completo, s^{-1}
 K_c : Constante para bloqueo por formación de torta taponante, $s \cdot m^{-2}$
 t : Tiempo de filtración, s
 J_o : Flux permeado, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$

Esta expresión se reduce a la ecuación para bloqueo completo cuando K_c es pequeño y a la ecuación de torta taponante cuando K_b es pequeño. En este modelo se asume que la formación de la torta taponante y el bloqueo completo ocurren simultáneamente y es causado por distintas especies. La torta taponante se forma en áreas que no están bloqueadas y el bloqueo completo ocurre en zonas de la superficie de la membrana donde no se ha formado torta taponante.

Para el modelo combinado torta taponante-estándar, la resistencia incrementa durante la corrida y el área de la membrana permanece constante. Este modelo asume que los dos mecanismos son independientes y ocurrirán durante toda la corrida, ya que el bloqueo estándar se debe a pequeñas partículas y la torta taponante a grandes agregados. Además, las pequeñas partículas no serán retenidas por la torta formada sobre la superficie. La presión puede ser calculada como una función del tiempo utilizando la ecuación 6:

$$\frac{P}{P_o} = \left(\left(1 - \frac{K_s J_o t}{2} \right)^{-2} + K_c J_o^2 t \right) \quad \text{Ecuación 6}$$

Donde: P : PTM final

- P_o : PTM inicial
 K_s : Constante para bloqueo estándar, s^{-1}
 K_c : Constante para bloqueo por formación de torta taponante, $s \cdot m^{-2}$
 t : Tiempo de filtración, s
 J_o : Flux permeado, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$

De igual forma, Bolton *et al.* (2006a) propusieron otros modelos combinando los mecanismos de bloqueo intermedio y formación de torta taponante, completo y estándar, intermedio y estándar, los cuales son presentados en la Tabla 1.4. Las ecuaciones se reducen al modelo de taponamiento clásico respectivo en los límites donde un tipo de taponamiento predomina. La aplicabilidad del modelo fue probada con datos obtenidos durante la filtración de albúmina sérica bovina (ASB) e inmunoglobulina.

Tabla 1.4. Ecuaciones características del modelo combinado de Bolton *et al.* (2006a)

Modelo	Ecuación	Parámetros ajustados
Torta taponante completo (TT-C)	$\frac{P}{P_o} = \frac{1}{(1 - K_b t)} \left(1 - \frac{K_c J_o^2}{K_b} \ln(1 - K_b t) \right)$	K_c (s/m^2), K_b (s^{-1})
Torta taponante intermedio (TT-I)	$\frac{P}{P_o} = \exp(K_i J_o t) \left(1 + \frac{K_c J_o}{K_i} (\exp(K_i J_o t) - 1) \right)$	K_c (s/m^2), K_i (m^{-1})
Completo estándar (CE)	$\frac{P}{P_o} = \frac{1}{(1 - K_b t) \left(1 + \frac{K_c J_o}{2K_b} \ln(1 - K_b t) \right)^2}$	K_b (s^{-1}), K_s (m^{-1})
Intermedio estándar (IE)	$\frac{P}{P_o} = \frac{\exp(K_i J_o t)}{\left(1 - \frac{K_s}{2K_i} (\exp(K_i J_o t) - 1) \right)^2}$	K_i (m^{-1}), K_s (m^{-1})
Torta taponante estándar (TT-E)	$\frac{P}{P_o} = \left(\left(1 - \frac{K_s J_o t}{2} \right)^{-2} + K_c J_o^2 t \right)$	K_c (s/m^2), K_s (m^{-1})

Nota: K_b = Constante para bloqueo completo; K_c = constante para torta taponante;
 K_s = constante para bloqueo estándar y K_i = constante para bloqueo intermedio

Por otro lado, Liu *et al.* (2008) realizaron una comparación del modelo de las leyes de bloqueo y el modelo combinado propuesto por Bolton *et al.* (2006a) con el de redes neuronales artificiales, aplicados a la filtración de agua superficial sintética sobre una membrana de fibra hueca de PVDF con tamaño de poro promedio de $0.1 \mu m$ y operada a flux contante. En esta comparación se obtuvo que el modelo combinado presentó mejores ajustes de los datos experimentales, pero aún insuficientes para predecir el comportamiento del taponamiento de la membrana. Por su parte, el modelo de las redes neurales presentó un mejor ajuste entre los datos experimentales y fue más eficiente para predecir/simular el taponamiento comparado con las leyes de bloqueo.

De igual manera, Bérubé *et al.* (2008) realizaron varios experimentos para estudiar el taponamiento de una membrana de fibra hueca sumergida, desarrollando relaciones simples para modelar la evolución de la presión transmembrana bajo diferentes condiciones hidrodinámicas (burbujeo de aire), flux permeado de operación y ciclos de retro lavado. La fuente fue agua cruda de un reservorio caracterizada por baja turbiedad y contenido orgánico. Se trabajó bajo condiciones de flux sub y supra crítico y se aplicaron los modelos desarrollados por Hermia (1982) para cada una de estas condiciones, obteniéndose un mejor ajuste con el bloqueo intermedio en comparación con los otros tres modelos de taponamiento clásicos. Además se utilizó el modelo combinado de Bolton *et al.* (2006a), en el que los datos no mostraron estadísticamente un mejor comportamiento que el obtenido con el bloqueo intermedio. Teniendo en cuenta estos resultados, concluyeron que no es posible establecer un único mecanismo de taponamiento e introducen un nuevo coeficiente de taponamiento total, de modo que la evolución de la PTM puede ser modelada usando una relación exponencial simple de la forma $P_v = P_o e^{kV}$ donde P_v es la PTM después de filtrar un volumen dado de permeado (V), P_o es la PTM inicial y k es el coeficiente de taponamiento total. Además, se plantea que la extensión del taponamiento reversible es una función del flux de operación y las condiciones hidrodinámicas en el sistema y podría ser caracterizado con base en la diferencia del flux de operación y el flux crítico. El flux irreversible es una función de la difusión y la tendencia a la adsorción de las sustancias taponantes en los poros de las membranas (Lin y Bérubé, 2007).

Por su parte, Duclos-Orsello *et al.* (2006) desarrollaron un modelo matemático para describir el comportamiento de la declinación del flux durante la microfiltración. Ellos asumieron que los mecanismos combinados se presentan de forma simultánea a través de la superficie de la membrana y que la tasa de flujo volumétrico a través de la membrana era la suma del flujo a través de los poros libres (Q_l) y los bloqueados (Q_b). El taponamiento interno de los poros ocurre de tal forma que el tamaño interno del poro disminuye; el bloqueo total del poro se da cuando este se taponan en la superficie de la membrana, previniendo más taponamiento interno; y finalmente, las sustancias taponantes que se encuentran en la superficie de la membrana, se acumulan y forman una capa, la cual controla las etapas finales de la filtración. El modelo fue validado con datos experimentales obtenidos en diferentes pruebas: 1.) Con solución de micro esferas de poliestireno de $0.25 \mu\text{m}$ de diámetro filtrada a través de una membrana de $0.2 \mu\text{m}$ (para representar el taponamiento externo); 2.) Con soluciones de albúmina sérica bovina, ASB, a través de membranas hidrofóbicas de $0.22 \mu\text{m}$; 3.) Con ASB, previamente filtradas en membranas hidrofílicas de $0.1 \mu\text{m}$ (para retener grandes agregados de proteínas), a través de membranas hidrofóbicas de $0.22 \mu\text{m}$ y 4.) Con soluciones de ASB en membranas hidrofílicas de $0.22 \mu\text{m}$.

Recientemente Charfi *et al.* (2012), determinaron los mecanismos de taponamiento que ocurren comúnmente en BRAM que tratan aguas residuales con membranas de UF y MF, utilizando el modelo propuesto por Hermia. Utilizaron datos extraídos de la literatura en los cuales 32 experimentos a corto y largo plazo fueron operados a PTM constante. En los

experimentos a corto plazo el taponamiento fue caracterizado por dos fases durante las cuales el mismo o dos mecanismos de taponamiento afectan el proceso. En las corridas a largo plazo, en las que se incluían ciclos de limpieza, el taponamiento se da en una fase. Por último, el mecanismo de taponamiento predominante en los BRAM evaluados fue la formación de torta taponante.

La mayoría de investigaciones reportadas en la literatura en cuanto a la identificación de los mecanismos de taponamiento están orientados a los BRM aerobios operados a PTM constante (Drews *et al.*, 2009; Hwang y Chen, 2007; Shen *et al.*, 2010) y en menor proporción a flux constante (Suarez y Veza, 2000). En cuanto a la aplicación en BRAM, la información ha sido muy limitada (Charfi *et al.*, 2012; Herrera-Robledo *et al.*, 2011a; Ho y Sung, 2009) especialmente cuando estos han sido operados a flux constante.

1.4 Control de taponamiento

En un bio-reactor de membranas, el control de taponamiento es un factor de primer orden para mantener la capacidad de producción del sistema. Actualmente, hay diversidad de métodos físicos y químicos que son utilizados para reducir o controlar el taponamiento. A continuación se discuten algunos de los más utilizados en bio-reactores anaerobios de membrana.

1.4.1 Adición de adsorbentes y coagulantes

Como se mencionó, el taponamiento de la membrana puede ser atribuido a la adsorción de compuestos orgánicos solubles, adhesión de células microbianas y coloides finos y a la deposición de partículas orgánicas o precipitados inorgánicos sobre la superficie o dentro de los poros de la membrana (Park *et al.*, 1999).

La adición de adsorbentes y coagulantes en el tratamiento biológico ha sido ampliamente investigado para disminuir el nivel de solutos y coloides para mejorar la habilidad de floculación. Estudios realizados con BRM aerobios han demostrado que la adición de coagulantes o adsorbentes mejoran la filtrabilidad del licor mixto (Iversen *et al.*, 2009a; Iversen *et al.*, 2009b; Koseoglu *et al.*, 2008). Coagulantes como cloruro de hierro, sulfato de aluminio y polímeros catiónicos han sido usados para reducir los PMS y así el taponamiento en BRM aerobios (Holbrook *et al.*, 2004; Iversen *et al.*, 2008; Koseoglu *et al.*, 2008; Park *et al.*, 2005; Wu *et al.*, 2006; Zhang *et al.*, 2008).

Con BRAM también se ha investigado acerca del uso de estos aditivos para controlar el taponamiento de las membranas. El carbón activado se ha utilizado para mejorar el flux permeado por medio de la fricción en la membrana o adsorbiendo coloides finos y materia orgánica disuelta (Akram y Stuckey, 2008; Hu y Stuckey, 2007; Kim y Lee, 2003). Hu y Stuckey (2007) evaluaron la adición de carbón activado en polvo (CAP) y granular a un

BRAM de membrana sumergida que trataba agua residual sintética de baja carga, encontrándose una mayor remoción de DQO con la presentación en polvo, debido a la mayor adsorción de partículas coloidales y orgánicas de alto peso molecular sobre la superficie del carbón. En un trabajo posterior, Akram y Stuckey (2008) optimizaron las concentraciones de CAP para obtener el máximo flux en el BRAM, alcanzando remociones de DQO hasta del 98% y un mejor flux para altas cargas orgánicas ($16 \text{ g DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$), ya que el CAP adsorbió cantidades significantes de compuestos de alto y bajo peso molecular. Trzcinski y Stuckey (2010) también utilizaron CAP para disminuir la DQO soluble de efluentes de BRAM que tratan lixiviados, logrando este objetivo por pocos días hasta alcanzarse el valor de saturación del CAP, provocando que se incrementara nuevamente la DQO soluble y demostrando que el CAP no fue regenerado biológicamente. Sin embargo, se logró la remoción de moléculas de bisfenol A y bisfenol (2-etilexil) ftalato.

Por su parte, Wu *et al.* (2009) evaluaron diferentes adsorbentes (carbón activado y zeolita) y coagulantes (polioamida y policloruro de aluminio) para disminuir el taponamiento de una membrana plana sumergida en el efluente de un reactor UASB que trataba agua residual sintética. Los resultados demostraron que se controló el taponamiento de la membrana con dosis razonables de adsorbentes o coagulantes, identificando que la adición de policloruro de aluminio con una dosis de $10 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, fue el más efectivo entre los compuestos probados. Sin embargo, sobredosis de carbón activado o zeolita podrían llegar a convertirse en sustancias taponantes potenciales, formando una torta taponante u obstruyendo los poros de la membrana. Finalmente, es recomendable el uso de adsorbentes o coagulantes combinado con burbujeo de gas como una mejor estrategia de control del taponamiento, ya que la fuerza cortante sobre la superficie de la membrana reduciría la deposición y adsorción de partículas.

1.4.2 Retrolavado

Entre las técnicas de limpieza física más usadas, se tiene el retrolavado de la membrana con permeado, agua limpia o aire. El retrolavado es una estrategia de limpieza ampliamente usada para la remoción del taponamiento reversible debido al bloqueo interno de los poros y al taponamiento de la superficie de la membrana con compuestos pobremente adheridos. En BRM aerobios, los parámetros clave de diseño del retrolavado (frecuencia, duración e intensidad) han sido estudiados con cierto detalle, sin embargo, estos dependen de las condiciones específicas de la operación (Huang *et al.*, 2009; Le-Clech *et al.*, 2006; Wu *et al.*, 2008b). Recientemente, para optimizar el retrolavado se ha propuesto el diseño de sistemas de control genéricos, los cuales optimizan automáticamente la frecuencia y duración del retrolavado en función de la PTM monitoreada. Smith *et al.* (2005) investigaron la recuperación del flux en un BRM de fibra hueca con retrolavado periódico, controlado por un sistema automático, para optimizar su duración con diferentes fluxes y concentraciones de materia orgánica en el agua residual. Con esta técnica de control alcanzaron reducciones hasta del 40% en la cantidad de agua utilizada en el retrolavado. Posteriormente, Vargas *et al.* (2008) evaluaron una estrategia de control automático para el inicio del retrolavado en un

reactor secuencial por lotes (SBR) con membrana sumergida que trataba agua residual sintética que contenía 4-clorofenol como compuesto tóxico. Ellos desarrollaron un algoritmo de control que iniciaba automáticamente el retrolavado en la membrana cuando detectaba caídas en el flux permeado o la presión máxima permitida, obteniendo frecuencias de retrolavados que no eran constantes.

En BRAM, el retrolavado con permeado ha sido ampliamente usado para disminuir el taponamiento (Choo *et al.*, 2000; Harada *et al.*, 1994; Kayawake *et al.*, 1991; Lee *et al.*, 2001) y en cuanto al uso de retrolavado con aire en BRAM, Lee *et al.* (2001), lo utilizaron en un reactor acidogénico con membrana sumergida, sin embargo recomiendan una duración inferior a 10 segundos cada 10 minutos, ya que podría resultar en condiciones anóxicas que reducen la actividad de los microorganismos formadores de ácido.

1.4.3 Filtración intermitente

Una de las estrategias de operación más utilizadas en membranas sumergidas es la filtración intermitente, que consiste en interrupciones periódicas del proceso de filtración, reduciendo la PTM a cero (periodo de relajación), de tal forma que el retrotransporte de material taponante es mejorado por la difusión desde la superficie de la membrana de aquellas sustancias que se encuentran pobremente adheridas, gracias al gradiente de concentración (Le-Clech *et al.*, 2006). Según varios autores, la recuperación de flux permeado puede ser incrementada, si esta estrategia de operación se acompaña de burbujeo de aire durante los periodos de relajación en BRM aerobios (Chua *et al.*, 2002; Ndinisa *et al.*, 2006).

En BRAM, la evaluación de la filtración intermitente sobre el taponamiento ha sido limitada, Wen *et al.* (1999) investigaron varias condiciones de filtración intermitente con periodos de filtración y relajación que variaron entre 2 – 8 minutos y 0.5 – 2 minutos, respectivamente, obteniendo la mayor recuperación de flux con la combinación de 4 minutos de filtración y 1 minuto de relajación (4 min on – 1 min off). Estos resultados han sido adoptados por varios autores para minimizar el taponamiento (Gao *et al.*, 2010a; Lin *et al.*, 2009, 2010). Van Voorthuizen *et al.* (2008) adoptaron periodos de 8 minutos de filtración seguidos por 2 minutos de relajación con retrolavado de permeado adicional a la mitad del periodo de relajación. An *et al.* (2010) lograron reducir el taponamiento de una membrana utilizada como postratamiento del efluente de un reactor UASB, incrementando el periodo de relajación de 1 a 4 minutos y manteniendo un periodo de filtración de 10 minutos.

A pesar de que se ha evaluado la influencia de la filtración intermitente en membranas acopladas a reactores UASB, no se ha abordado en la combinación de esta estrategia con otras como el burbujeo de gas o el retrolavado de la membrana. Además hay una clara falencia en la información concerniente a la influencia de estas estrategias de operación sobre las sustancias taponantes y por ende en los mecanismos de bloqueo de poro.

1.4.4 Burbujeo de gas

Gran cantidad de investigaciones han mostrado que en BRM sumergidos el burbujeo de gas disminuye el taponamiento, debido a la turbulencia y al aumento de la fuerza de corte sobre la superficie de la membrana (Bérubé y Lei, 2006; Cabassud *et al.*, 2001; Chang y Judd, 2002; Nywening y Zhou, 2009).

En BRM sumergidos aerobios se utiliza el burbujeo de aire con tres objetivos: 1) suministrar oxígeno a la biomasa; 2) mantener el lodo activado en suspensión y 3) mitigar el taponamiento. Teniendo en cuenta el último objetivo, el burbujeo de aire ha sido ampliamente investigado (Braak *et al.*, 2011; Cui *et al.*, 2003).

El biogás ha sido utilizado para el burbujeo en BRAM sumergidos, especialmente cuando se emplean digestores o reactores de mezcla completa y cuando la producción de biogás es alta. Hu y Stuckey (2007; 2006b) utilizaron una tasa de burbujeo de $5 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ en reactores de mezcla completa que trataban agua sintética. Jeison y Van Lier (2006a), evaluaron la tasa de flujo de biogás sobre la formación de la capa taponante en un BRAM que recibía agua residual sintética bajo condiciones de temperatura mesofílica y termofílica. Se utilizaron membranas tubulares de polisulfona con tamaño de poro promedio de $0.2 \mu\text{m}$. El requerimiento de biogás en el BRAM termofílico fue más bajo que en el mesofílico, para alcanzar niveles similares de flux permeado a la misma concentración de biomasa. Recientemente, dos sistemas compuestos de reactores UASB con membranas planas sumergidas en la parte superior de la unidad, fueron evaluados para determinar las propiedades de la biomasa y sus efectos sobre el taponamiento de la membrana (Lin *et al.*, 2009). Los dos sistemas recibían condensados de un evaporador Kraft y la diferencia radicaba en la temperatura de operación (mesofílica y termofílica). Como estrategia para controlar la deposición de sólidos sobre la membrana se estableció el burbujeo de biogás a una tasa de $0.75 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$. Los resultados mostraron que el reactor mesofílico tuvo un mejor funcionamiento de la filtración, en términos de resistencia y duración operacional estable; sin embargo, no determinaron influencia del burbujeo sobre el comportamiento de los reactores.

El nitrógeno también ha sido utilizado como gas para el burbujeo en BRAM sumergidos, aunque en menor proporción. En investigaciones realizadas por Imasaka *et al.* (1989) y Kayaweke *et al.* (1991), se logró incrementar el flux permeado con el burbujeo de nitrógeno. Recientemente se han realizado comparaciones entre BRM aerobios y anaerobios (mezcla completa con lodo floculento y granular) utilizando membranas sumergidas. En el trabajo reportado por Van Voorthuizen *et al.* (2008) se trataron aguas negras provenientes de baños y se utilizó biogás a una velocidad de $40 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ en el bio-reactor anaerobio de mezcla completa, nitrógeno en un rango de $8 - 16 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ en el UASB y aire a $29 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ en el aerobio. Los reactores anaerobios fueron mantenidos a 37°C y el aerobio entre 20 y 25°C . La filtración con membranas en los tres sistemas fue muy diferente y fue dominado por la concentración de coloides en el influente. En cuanto al taponamiento de la membrana, éste fue menor en el reactor aerobio, seguido por las membranas usadas para el UASB y el reactor de mezcla completa anaerobio. Martin-García *et al.* (2011) utilizaron velocidades de

gas que variaron entre 0.02 m s^{-1} a 0.078 m s^{-1} en el BRM aerobio y en el anaerobio de mezcla completa; en este último se utilizó aire enriquecido con nitrógeno (>99% de N_2). En un BRAM granular (EGSB) se usó nitrógeno con velocidades desde 0 to $0.057 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. Los resultados mostraron que el BRAM granular con membrana sumergida es la opción más atractiva para el tratamiento de aguas residuales domésticas.

Recientemente, An *et al.* (2010) evaluaron el burbujeo de aire para el control del taponamiento en una membrana plana sumergida en un reactor UASB. De acuerdo a los resultados, la fuerza de corte inducida por el burbujeo podría inhibir la formación de la capa taponante en la membrana, pero romperían las partículas causando un taponamiento más severo.

1.4.5 Limpieza química

Estrategias de recuperación como el retrolavado, filtración intermitente y burbujeo de gas tienden a disminuir su eficiencia con el tiempo debido al taponamiento irreversible acumulado sobre la superficie de la membrana, haciendo necesario la implementación de rutinas de limpieza química.

Una limpieza química eficiente requiere la selección de agentes químicos para remover las sustancias taponantes y que a la vez no afecten negativamente la membrana. Adicionalmente se debe tener en cuenta el origen del taponamiento en la elección del agente químico usado, por ejemplo, la sosa cáustica (NaOH) en altas concentraciones y altas temperaturas podría romper los enlaces entre la superficie de la membrana y el material taponante, además de ayudar a solubilizar las proteínas (Zhang *et al.*, 2007); las soluciones ácidas son efectivas para disociar sales inorgánicas en una matriz orgánica y ayuda a disolver la matriz taponante (Xing *et al.*, 2003); el EDTA puede incrementar la solubilidad de iones metálicos y romper las interacciones en complejos orgánicos metálicos (Hong y Elimelech, 1997); el hipoclorito de sodio, NaOCl hidroliza las moléculas orgánicas debilitando las partículas y la biopelícula adherida a la membrana (Le-Clech *et al.*, 2006).

La limpieza química puede realizarse como un procedimiento de mantenimiento o recuperación de la capacidad filtrante. La limpieza de mantenimiento por lo general demora 30 minutos para un ciclo completo y es normalmente realizada cada 3 a 7 días con NaOCl con una concentración moderada de 0.01% (100 mg/L). Cuando la limpieza es de recuperación, se emplean dos agentes acoplados: NaOCl al 0.2 – 0.5% (2000 a 5000 mg/L) y ácido cítrico al 0.2 – 0.3% (2000 a 3000 mg/L) u oxálico al 0.5 – 1.0% (5000 a 10000 mg/L) (Le-Clech *et al.*, 2006).

Teniendo en cuenta lo anterior, el método de limpieza y su frecuencia dependerá de la operación del sistema (aeróbico o anaeróbico), tipo de agua residual y flux de operación deseado en la membrana.

2. HIPÓTESIS DE TRABAJO Y OBJETIVOS

2.1 Planteamiento del problema

2.2 Preguntas asociadas a la problemática

2.3 Hipótesis

2.4 Objetivos

2.1 Planteamiento del Problema

No hay consenso sobre los mecanismos que influyen sobre la formación de la capa taponante sobre membranas de ultrafiltración, particularmente en aplicaciones en reactores anaerobios que tratan aguas residuales. La literatura científica reporta que las condiciones hidrodinámicas juegan un papel importante en la deposición de partículas y en el mecanismo de taponamiento, ya que influyen en las características del licor mixto (tamaño de partícula, SPE, PMS y compuestos inorgánicos) y en el grado de turbulencia en la interface líquido – capa taponante (Bérubé *et al.*, 2006a). En particular, el uso conjunto de un reactor anaerobio y una membrana requiere de estudios que permitan dilucidar la relación entre las condiciones hidrodinámicas, las características del licor mixto y los mecanismos de taponamiento predominantes.

2.2 Preguntas asociadas a la problemática

1. ¿Cuál es la influencia de las condiciones hidrodinámicas (filtración intermitente y condiciones de flujo turbulento alrededor de la membrana) sobre el taponamiento, medido éste como reducción en la permeabilidad, en una membrana sumergida en la zona superior de un reactor UASB que trata aguas residuales tipo municipal?
2. ¿Qué mecanismo de taponamiento predominará en una membrana sumergida en la zona superior de un reactor UASB que trata aguas residuales tipo municipal, bajo diferentes condiciones hidrodinámicas, de acuerdo con modelos existentes en la literatura?

2.3 Hipótesis

1. La filtración intermitente y el flujo turbulento alrededor de la membrana contribuirán en una mayor recuperación de la permeabilidad en una membrana sumergida en la zona superior de un reactor UASB, que trata aguas residuales de tipo municipal, en comparación con la ausencia de estas condiciones. Esto se basa en los resultados obtenidos en bio-reactores aerobios (Cui *et al.*, 2003; Chang y Judd, 2002; Chua *et al.*, 2002; Mercier *et al.*, 1997; Ndinisa *et al.*, 2006), en los cuales el uso de filtración intermitente y/o burbujeo de aire incrementaron los valores de flux crítico y los porcentajes de recuperación del flux inicial después de los lavados.
2. El mecanismo de taponamiento que predominará en una membrana sumergida en la zona superior de un reactor UASB que trata aguas residuales tipo municipal, basado en el modelo de bloqueo de los poros planteado por Hermia (1982), será el bloqueo estándar seguido por la formación de una capa taponante. Esto debido a que al controlarse la deposición de partículas sobre la superficie de la membrana mediante la filtración intermitente y el burbujeo de gas, se forma una capa dinámica pobremente adherida que

puede permitir el avance de partículas finas y coloides hacia el interior de los poros en las primeras etapas de la filtración (Bérubé *et al.*, 2008; Pastor *et al.*, 2010).

2.4 Objetivos

2.4.1 Objetivo Principal

Determinar el efecto de las condiciones hidrodinámicas sobre el taponamiento presentado en una membrana tubular de ultrafiltración sumergida en la zona superior de un reactor UASB que trata aguas residuales tipo municipal, identificando los mecanismos de taponamiento que se presentan bajo cada circunstancia.

2.4.2 Objetivos Específicos

- a. Determinar la variación del flux crítico en una membrana tubular de ultrafiltración sumergida en la zona superior de un reactor UASB, tratando agua residual sintética y real, para diferentes condiciones de la membrana (nueva, después de limpieza física y química).
- b. Analizar la influencia de las condiciones hidrodinámicas sobre la distribución del tamaño de partículas, las SPE, los PMS, compuestos inorgánicos y como afectan al taponamiento de una membrana tubular de ultrafiltración sumergida en la zona superior de un reactor UASB a escala laboratorio y piloto.
- c. Con base en el modelo de las leyes de bloqueo y un modelo combinado, identificar los mecanismos de taponamiento que se presentan en membranas tubulares de ultrafiltración sumergidas en la zona superior de un reactor UASB bajo diferentes condiciones hidrodinámicas, comparando los resultados de ambos modelos.
- d. Identificar, con base en autopsias de las membranas taponadas, las principales sustancias retenidas y relacionarlas con los mecanismos de taponamiento predominantes.

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1 Pruebas a escala laboratorio

3.2 Pruebas a escala piloto

3.3 Métodos analíticos

3.4 Determinación de la resistencia de la membrana

3.5 Autopsias de membranas

3.6 Mecanismos de taponamiento

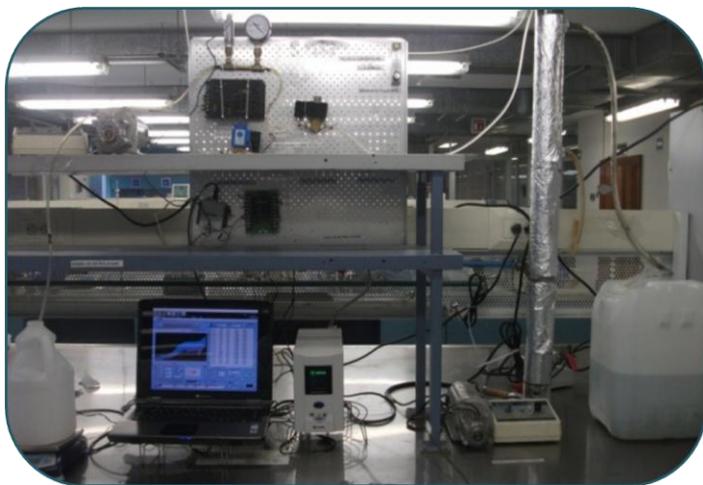
3.7 Análisis estadístico

Para alcanzar los objetivos propuestos, el estudio se realizó en dos etapas: Pruebas a escala laboratorio y pruebas a escala piloto. Las pruebas a escala laboratorio se realizaron tanto con agua residual sintética como con agua residual real. A escala piloto sólo se utilizó agua residual real.

3.1 Pruebas a escala laboratorio

3.1.1 Descripción del sistema.

Los experimentos se realizaron en un BRAM constituido por un reactor UASB, el cual consiste en una columna de acrílico con un diámetro de 7.5 cm, altura y volumen útil de 95 cm y 4.33 L, respectivamente, ubicado en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental del Instituto de Ingeniería (Ver 3.1a). El inoculo utilizado fue lodo proveniente de un reactor UASB que trata las aguas residuales producidas en una empresa productora de jugos enlatados, el cual presentaba unos sólidos volátiles totales de 73.56%. El reactor UASB fue alimentado por medio de una bomba peristáltica (B1), la cual controló el caudal de alimentación y por ende el tiempo de retención hidráulico (TRH) durante los experimentos.



a) Arreglo experimental y reactor UASB



b) Membrana tubular

Figura 3.1. Sistema experimental escala laboratorio

En la zona superior del reactor, a un tercio de su altura total, se sumergió una membrana tubular de ultrafiltración de fluoruro de polivinildieno (FPVD), de la empresa Memos GmbH (Alemania), con un diámetro de 9 mm, longitud de 30 cm, área de 0,0085 m² y corte de peso molecular de 100 kDa, para cada condición experimental (Ver Figura 3.1b). La succión se realizó por medio de una bomba peristáltica (B2) (Masterflex 7553-80, USA), la cual controló el flux permeado por medio de ajuste de la velocidad. El permeado del sistema fue recolectado y la masa acumulada era continuamente medida con una balanza electrónica (BE) (Scout Pro, OHAUS), mientras que la variación de la presión transmembrana (PTM) se midió con un transductor (TP) (OMEGA PX319), localizado en la línea de permeado; las

señales analógicas fueron procesadas por una tarjeta de adquisición de datos (TAD) conectada a un computador (PC) y utilizando el software para desarrollo de aplicaciones LabView 8.0. Los ciclos on/off fueron controlados por una válvula solenoide (V1) y mediante el encendido y apagado de la bomba de succión (SW). En las pruebas con burbujeo de gas, el nitrógeno fue suministrado a través de una piedra porosa que fue localizada por debajo de la membrana y encima de la cama de lodos (35 cm por debajo del nivel del agua). El flujo de gas fue ajustado con un rotámetro (R) y controlado por una válvula solenoide (V2) (Ver Figura 3.2). Cada una de las pruebas se realizó hasta que la presión alcanzó el valor máximo de 40 kPa. Previamente a las pruebas de filtración intermitente, se determinó la permeabilidad de la membrana nueva con agua desionizada. Durante la operación de la membrana se adquirieron datos del flux y la PTM cada 30 segundos.

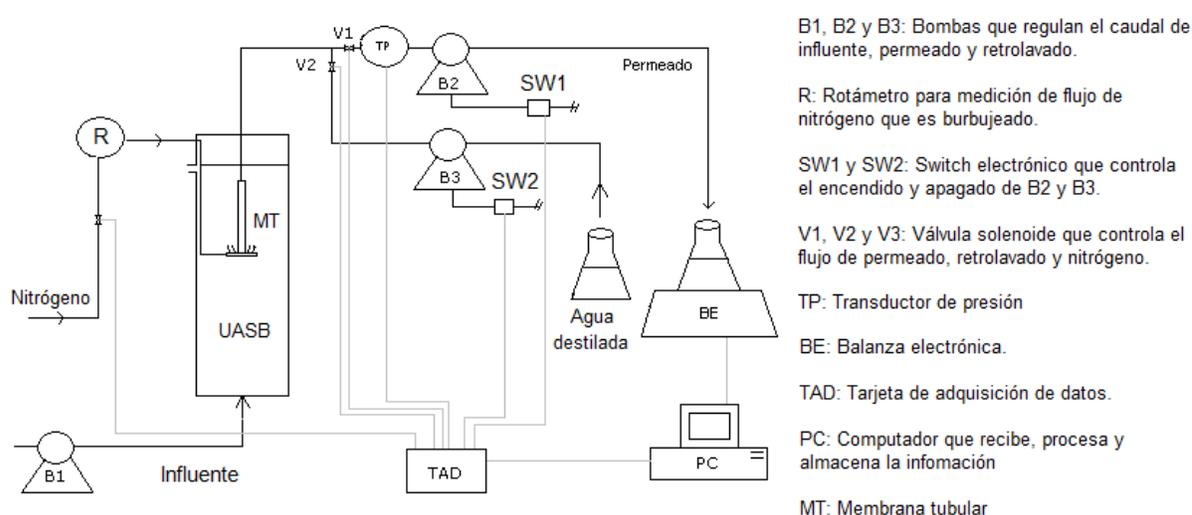


Figura 3.2. Esquema de montaje experimental escala laboratorio

Conforme al plan experimental, inicialmente se efectuaron pruebas con agua residual sintética para determinar las condiciones adecuadas de operación, las cuales fueron utilizadas en experimentaciones posteriores con agua residual real a escala laboratorio y piloto. Adicionalmente se realizaron ensayos de flux crítico con agua residual sintética y real a escala laboratorio, con el fin de establecer el flux de operación de las pruebas posteriores.

3.1.2 Flux crítico

Inicialmente se realizaron pruebas de flux crítico por el método de incremento de PTM por pasos (Le-Clech *et al.*, 2003), para el agua residual sintética y real. Este consiste en sucesivos pasos de filtración de 15 minutos, con incrementos de flux de 2 l/m²-h y el consecuente registro de cambio en la PTM para cada paso.

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

$$\text{Tasa de incremento de la PTM: } \frac{dP}{dt} = \frac{PTM_f^n - PTM_i^n}{t_f^n - t_i^n} \quad \text{Ecuación 7}$$

$$\text{Incremento inicial de la PTM: } \Delta P_o = PTM_i^n - PTM_i^{n-1} \quad \text{Ecuación 8}$$

$$\text{PTM promedio: } PTM_{prom} = \frac{PTM_f^n - PTM_i^n}{2} \quad \text{Ecuación 9}$$

$$\text{Permeabilidad del sistema: } K = \frac{J}{PTM_{prom}} ; J = \text{Flux (L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}) \quad \text{Ecuación 10}$$

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

3.1.3 Pruebas con agua residual sintética

El reactor fue alimentado con agua residual sintética que simulaba las características del agua residual municipal que es tratada en la planta de tratamiento de ciudad universitaria, PTAR-CU reportada por Cid-León (2007) ($452 \pm 35 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ DQO; 7.6 ± 0.5 pH, sin sólidos suspendidos) con las concentraciones mostradas en la Tabla 3.1.

El agua residual sintética fue preparada diariamente y almacenada a temperatura ambiente en un tanque desde donde era bombeada al reactor UASB mediante una bomba peristáltica (B1) Masterflex 7553-80, USA). Una fracción (8%) del efluente del UASB fue filtrada, el resto fue descargado debido a la limitada área de membrana disponible en las unidades de filtración.

Tabla 3.1. Composición del agua residual sintética

Compuesto	Concentración (mg·L ⁻¹)	Compuesto	Concentración (mg·L ⁻¹)
Peptona de caseína	20	MnCl ₂ ·4H ₂ O	1.08
CH ₃ COONa·3H ₂ O	647	ZnCl ₂	0.10
C ₆ H ₁₂ O ₆	100	CoCl ₂ ·6H ₂ O	0.11
NH ₄ Cl	134	Na ₂ MoO ₄ ·2H ₂ O	0.08
MgSO ₄ ·7H ₂ O	85	CuCl ₂ ·2H ₂ O	0.01
KH ₂ PO ₄	49	NiCl ₂ ·6H ₂ O	0.03
FeCl ₃ ·6H ₂ O	2.4	NaHCO ₃	269

3.1.3.1 Filtración continua e intermitente

En la Figura 3.3 se presenta un esquema de las pruebas de filtración realizadas con agua residual sintética a escala laboratorio. Teniendo en cuenta la presión de trabajo máxima de las membranas (-50 kPa), suministrada por el proveedor, se realizaron pruebas de filtración continua con flux constante sin ninguna medida de control de taponamiento, para dos tiempos de retención hidráulico (4 y 8 h), hasta alcanzar una PTM de 40 kPa en cada caso. Posteriormente, a cada membrana se le aplicó retrolavado con agua destilada durante 30 segundos. Al término de esta operación se reiniciaba la filtración hasta alcanzar nuevamente la PTM de 40 kPa y así sucesivamente. La prueba con TRH de 8 horas se realizó por duplicado. Las pruebas se realizaron a flux constante. El flux de operación se fijó en aproximadamente 5 L·m⁻²·h⁻¹ teniendo en cuenta las pruebas de flux crítico realizadas inicialmente.



Figura 3.3. Modos de operación en pruebas con agua residual sintética

Las pruebas de filtración intermitente se llevaron a cabo con el TRH de 8 horas, tiempo que presentó menor tendencia al taponamiento en las pruebas de filtración continua. Se evaluaron dos modos de operación intermitente (4 min on – 1 min off y 10 min on – 1 min off), cada uno de estos con y sin burbujeo de nitrógeno ($0.75 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$) en el periodo de relajación (Ver Tabla 3.2). Se utilizó nitrógeno por facilidad en la instalación. Cada una de las pruebas se realizó hasta que la presión alcanzó el valor máximo de 40 kPa. Previamente a las pruebas de filtración intermitente, se determinó la permeabilidad de la membrana nueva con agua desionizada y posteriormente se calculó la resistencia inicial de la membrana.

Tabla 3.2. Condiciones de operación

Filtración intermitente Burbujeo de nitrógeno	10 on - 1 off	4 on - 1 off
	Con burbujeo	FI10N
Sin burbujeo	FI10	FI4

3.1.3.2 Determinación del régimen de flujo

Con el objetivo de evaluar el comportamiento hidrodinámico del reactor UASB durante las pruebas de filtración intermitente (4 on – 1 off) con y sin nitrógeno, se realizó un ensayo de trazadores con inyección puntual de verde bromocresol en el influente al reactor. Teniendo en cuenta el volumen del reactor y la concentración máxima esperada del trazador, se calculó el volumen y la concentración de la solución trazadora que se inyectó al reactor. El ensayo de trazadores tuvo una duración de 24 horas, correspondiente a 3 veces el tiempo de retención teórico (8 horas) y la toma de muestras se realizó con los intervalos de tiempo mostrados en la Tabla 3.3. Los ensayos fueron realizados por duplicado para las dos condiciones de filtración intermitente (con y sin burbujeo de gas). A las muestras obtenidas se les determinó la concentración de trazador por espectrofotometría, basados en una curva de calibración realizada con verde bromocresol de 0 a 15 mg/L.

Tabla 3.3. Intervalos de tiempo de medición

<i>Periodo de evaluación</i>	<i>Intervalo de tiempo para toma de muestras</i>
0 – 8 horas	Cada 10 minutos
8 – 16 horas	Cada 30 minutos
16 – 24 horas	Cada 60 minutos

Al terminar el ensayo de trazadores se obtuvo una serie de datos de concentración de trazador que aumentó con el tiempo hasta llegar a un máximo y luego disminuyó progresivamente, lo que origina una curva como la presentada en la Figura 3.4.

A partir de la curva de tendencia del trazador, se obtienen los siguientes parámetros (Perez-Carrión, 1992):

t_p = tiempo correspondiente a la máxima concentración

t_i = tiempo inicial desde que se aplica el trazador hasta que aparece en el efluente

t_c = tiempo correspondiente al paso de $C_p/2$

t_o = tiempo de retención teórico

t_b = tiempo correspondiente al paso $C_p/10$

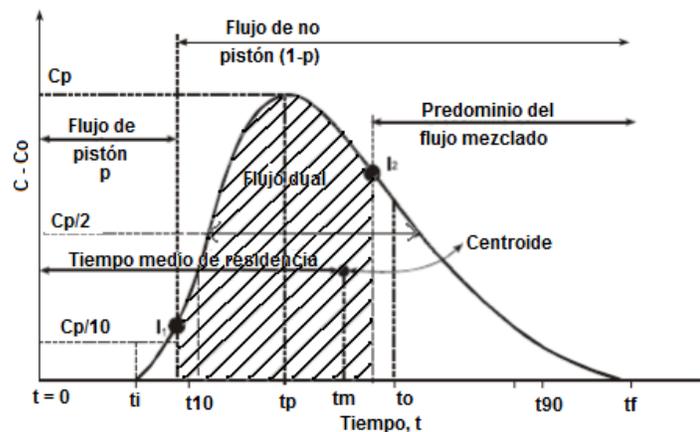
t_m = tiempo correspondiente al paso del 50% de la concentración del trazador

t_{90} = tiempo correspondiente al paso del 90% de la concentración del trazador

t_{10} = tiempo correspondiente al paso del 10% de la concentración del trazador

C_p = Concentración máxima del trazador registrada a la salida del reactor

C_o = Concentración inicial del trazador registrada a la salida del reactor



**Figura 3.4. Curva tipo de tendencia del trazador.
(Perez Carrión, 1992)**

Para el análisis de datos de los ensayos se pueden utilizar los siguientes criterios (Perez-Carrión, 1992):

1. t_i/t_o es igual a 1 para flujo pistón y 0 para flujo completamente mezclado. Si $t_i/t_o < 0.3$ se tienen cortos circuitos hidráulicos.
2. $t_m/t_o < 1$ indica la presencia de cortos circuitos hidráulicos y $t_m/t_o > 1$ acumulación indeseada de trazador o error de ensayo.
3. $t_p/t_o = 0$ revela predominio de flujo completamente mezclado; $t_p/t_o = 1$ corresponde a flujo pistón y cuando esta relación tiende a 1 y $t_i/t_o > 0.5$ existe predominio de flujo pistón.
4. $t_c/t_o = 0.7$ indica flujo completamente mezclado.
5. $t_b/t_o = 2.3$ indica flujo completamente mezclado.
6. e = excentricidad = $((t_f - t_p) - (t_p - t_i))/t_o = 0$ para flujo a pistón y mayor de 2.3 para flujo completamente mezclado.

7. $I_M =$ índice de Morril = $t_{90}/t_{10} = 0$ indica flujo pistón y mayor de 4.3 para flujo completamente mezclado.

Con base en la curva de tendencia del trazador se calcula la función de distribución del tiempo de residencia $E(t)$, obteniéndose el valor del TRH experimental de acuerdo con las ecuaciones 11 y 12, donde $C(t_j)$ es la concentración del trazador, t_j el tiempo de toma de muestra y t es el tiempo real hidráulico (Levenspiel, 1999).

$$E(t) = \frac{C(t_j)}{\int_0^{\infty} C(t_j) dt} \quad \text{Ecuación 11}$$

$$t = \frac{\int_0^{\infty} t_j * E(t) dt}{\int_0^{\infty} E(t) dt} \quad \text{Ecuación 12}$$

Posteriormente se aplicó el modelo propuesto por Wolf y Resnick (1963) en el que se procesan los datos experimentales con el fin de calcular las fracciones $1-F(t)$ y t/t_0 , donde t_0 corresponde al TRH teórico al cual se operaba el reactor (8 horas) y $1-F(t)$ se calcula con la ecuación 13.

$$F(t) = \frac{\sum(C-C_0)*100}{\sum_m(C-C_0)} \quad \text{Ecuación 13}$$

Donde C = concentración de trazador medida en el tiempo t
 C_0 = concentración de trazador en el tiempo cero (inicio del ensayo)
 $\sum_m(C - C_0)$ = sumatoria de todos los valores $(C-C_0)$

Los valores de $1-F(t)$ y t/t_0 se grafican en escala semilogarítmica y permite determinar las variables θ y α que facilitan el cálculo de las fracciones de flujo a pistón (P), mezcla completa (M) y zonas muertas (m) de acuerdo a las ecuaciones 14 a 17, mientras que la eficiencia de la mezcla está dada por las ecuaciones 18 y 19:

$$p = \frac{\theta \tan \alpha}{0.435 + \theta \tan \alpha} \quad \text{Ecuación 14}$$

$$P = p(1 - m) \quad \text{Ecuación 15}$$

$$M = (1 - p) * (1 - m) \quad \text{Ecuación 16}$$

$$m = 1 - (\theta/p) \quad \text{Ecuación 17}$$

$$n = \frac{1}{(1-p)(1-m)} \quad \text{Ecuación 18}$$

$$F(t) = 1 - e^{-n\left(\frac{t}{t_0} - \theta\right)} \quad \text{Ecuación 19}$$

El modelo propuesto por Levenspiel (1999) también es utilizado para la evaluación hidrodinámica de reactores. Con este modelo se calcula la varianza, el tiempo de retención hidráulico y finalmente el coeficiente de dispersión D (m^2/s) o el coeficiente de dispersión adimensional (D/uL) mediante un proceso iterativo y utilizando las siguientes ecuaciones:

$$\sigma^2 = \frac{\sum t_i^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} - TRH^2 \quad \text{Ecuación 20}$$

$$TRH = \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad \text{Ecuación 21}$$

$$\frac{\sigma^2}{TRH^2} = 2 \left(\frac{D}{uL} \right) - 2 \left(\frac{D}{uL} \right)^2 (1 - \exp^{-1(D/uL)}) \quad \text{Ecuación 22}$$

Si $D/uL \rightarrow 0$, entonces el comportamiento es flujo pistón.

Si $D/uL \rightarrow \infty$, entonces el comportamiento es mezcla completa.

Adicionalmente, el número de Reynolds, usado para caracterizar diferentes regímenes de flujo, tales como el flujo laminar ($Re < 2000$), crítico o de transición ($2000 < Re < 4000$) o turbulento ($Re > 4000$) (Mott y Brito, 2006), fue calculado con la siguiente ecuación para la condición de flujo de una sola fase o sin burbujeo de nitrógeno:

$$Re = \frac{\rho * V_L * D}{\mu} \quad \text{Ecuación 23}$$

Donde ρ = densidad, $kg \cdot m^{-3}$; V_L = velocidad del líquido, $m \cdot s^{-1}$; D = diámetro del reactor, m ; μ = coeficiente de viscosidad dinámica, $Pa \cdot s$.

Para los casos con burbujeo de nitrógeno (flujo de dos fases), el cálculo del número de Reynolds de la mezcla fue realizado como lo propuso Verberk *et al.* (2001):

$$Re_M = \frac{\rho * (V_L + V_G) * L}{\mu} \quad \text{Ecuación 24}$$

Donde Re_M = número de Reynolds para el flujo de dos fases; V_G = velocidad del gas, $m \cdot s^{-1}$. V_L fue calculado con la altura y el TRH del reactor UASB y V_G fue medido por la técnica de Velocimetría de imágenes de burbujas la cual permite la medición de velocidades de flujo en zonas aireadas (Pedrozo-Acuña *et al.*, 2011).

3.1.4 Pruebas con agua residual real

El reactor fue alimentado con agua residual real proveniente de la planta de tratamiento de la ciudad universitaria (PTAR-CU), la cual fue almacenada a temperatura ambiente y cambiada

diariamente. Inicialmente se realizaron pruebas de flux crítico por el método de incremento de PTM por pasos (Le-Clech *et al.*, 2003). Este consiste en sucesivos pasos de filtración de 15 minutos, con incrementos de flux de $2 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ y el consecuente registro de cambio en la PTM para cada paso.

Posteriormente se ejecutaron pruebas con el modo de operación intermitente que presentó menor grado de taponamiento en los experimentos con agua residual sintética (4 min on – 1 min off); éstas se realizaron sin burbujeo de nitrógeno (FI4R) y con burbujeo (FI4NR) a una tasa de $0.75 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ en el periodo de relajación. El TRH fue de 8 horas y las pruebas se realizaron a flux constante. El flux de operación se fijó en aproximadamente $2.4 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ teniendo en cuenta las pruebas de flux crítico realizadas inicialmente. En la Tabla 3.4 se presentan las condiciones del influente durante estas pruebas.

Tabla 3.4. Parámetros fisicoquímicos en el influente – Escala laboratorio

Parámetro	4 on – 1 off	
	Sin N_2	Con N_2
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	19	17 ± 1
pH	7.6	7.3 ± 0.3
Alcalinidad ($\text{mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$)	372	286 ± 14
DQO total ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	669	576 ± 81
DQO soluble ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	144	207 ± 9
N- NH_4 ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	76	28 ± 5
Fósforo total ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	12	9.0 ± 0.2
Calcio ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	50	41.1 ± 0.9
Magnesio ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	28	27.1 ± 0.2

3.2 Pruebas a escala piloto

Los experimentos se realizaron en un BRAM constituido por un reactor UASB, el cual consiste en una columna de PVC de 3.6 metros de altura y diámetro de 0.5 m con un volumen útil de 0.7 m^3 , ubicado en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria (PTAR-CU) de la Universidad Nacional Autónoma de México (Ver Figura 3.5a). El inóculo utilizado fue lodo proveniente de un reactor UASB que trata las aguas residuales provenientes de la Universidad Autónoma Metropolitana, UAM, de Iztapalapa, el cual presentaba unos sólidos volátiles totales de 61.4%. El reactor UASB fue alimentado por medio de una bomba peristáltica (B1) que controlaba el caudal de alimentación y por ende el tiempo de retención hidráulico (TRH) durante los experimentos.

En la zona superior del reactor, a un tercio de la altura total de este, se sumergió un módulo de membranas tubulares de ultrafiltración de fluoruro de polivinildieno (FPVD), de la empresa Memos GmbH (Alemania), compuesto de 7 tubos con un área total de 0.2375 m², cada tubo tenía diámetro de 9 mm, longitud de 120 cm y corte de peso molecular de 100 kDa, para cada condición experimental (Ver Figura 3.5b). La succión se realizó por medio de una bomba peristáltica (B2) (Masterflex 7553-80, USA), la cual controló el flux permeado por medio de ajuste de la velocidad.



a) Reactor UASB



b) Membrana tubular

Figura 3.5. Sistema experimental escala piloto

El permeado del sistema fue recolectado y almacenado en un recipiente a temperatura ambiente, mientras que la variación de la presión transmembrana (PTM) se midió con un transductor (TP) (OMEGA PX319), localizado en la línea de permeado; las señales analógicas fueron procesadas por una tarjeta de adquisición de datos (TAD) conectada a un computador (PC) y utilizando el software para desarrollo de aplicaciones LabView 8.0. Los ciclos on/off fueron controlados por una válvula solenoide (V1) y mediante el encendido y apagado de la bomba de succión (SW). En las pruebas con burbujeo de gas, el nitrógeno fue suministrado a través de un distribuidor que fue localizado por debajo de la membrana y encima de la cama de lodos (130 cm por debajo del nivel del agua). El flujo de gas fue ajustado con un rotámetro (R) y controlado por una válvula solenoide (V2) (Ver Figura 3.6). Cada una de las pruebas se realizó hasta que la presión alcanzó el valor máximo de 40 kPa. Previamente a las pruebas de filtración intermitente, se determinó la permeabilidad de la membrana nueva con agua desionizada. Durante la operación de la membrana se adquirieron datos de PTM cada 30 segundos.

Las pruebas de filtración intermitente se llevaron a cabo con TRH de 8 horas. Se evaluaron el modo de operación intermitente con el que se obtuvo el menor taponamiento en las pruebas a escala laboratorio (4 min on – 1 min off), con y sin burbujeo de nitrógeno ($0.75 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$) en el periodo de relajación (Pruebas FI4NP y FI4P, respectivamente). Las pruebas se realizaron a flux constante. El flux de operación se fijó en aproximadamente $2.5 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ teniendo en cuenta las pruebas de flux crítico realizadas a escala laboratorio con agua residual real.

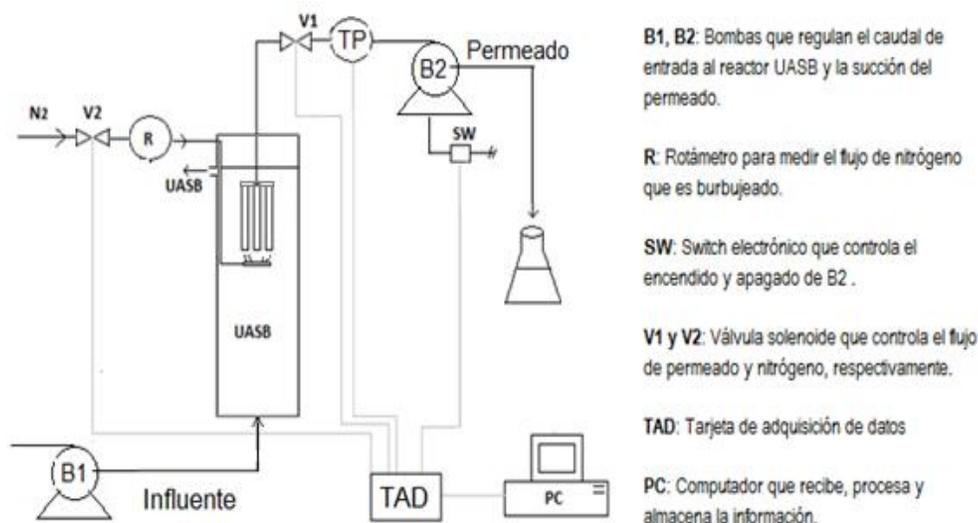


Figura 3.6. Esquema de montaje experimental escala piloto

3.3 Métodos analíticos

Para hacer seguimiento al BRAM a escala laboratorio y piloto, se colectaron muestras del influente, efluente del reactor UASB y del permeado de las membranas diariamente. Los parámetros analizados en estas muestras fueron:

- DQO total y disuelta, pH, alcalinidad total, sólidos totales, sólidos disueltos y sólidos suspendidos, nitrógeno amoniacal y ortofosfatos según los métodos propuestos en el Standard Methods (AWWA, 2005).
- Calcio y magnesio en un Cromatógrafo de Iones Dionex ICS1000.
- Análisis de tamaño de partículas en un equipo de difracción de láser, el Mastersizer 2000 de la empresa Malvern, instalado en el Laboratorio de Biopolímeros de la Facultad de Química de la UNAM.

- d. Productos microbianos solubles (PMS) que fueron obtenidos por filtración a través de un filtro de 0.45 μm (Millipore, USA) y cuantificados como $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de COT.
- e. Sustancias poliméricas extracelulares (SPE), extraídas por el método de calentamiento, siguiendo un procedimiento similar al método de extracción utilizado por Zhang *et al.* (1999), y Ng *et al.* (2010). El filtro de 0.45 μm (Millipore, USA) usado para la determinación de PMS fue introducido en un erlenmeyer con un volumen de agua MilliQ equivalente al volumen de muestra filtrada y calentado a 80°C por 10 minutos; se enfrió a temperatura ambiente y se filtró nuevamente en otro filtro de 0.45 μm . El filtrado recolectado fue usado como la muestra de SPE en este estudio. La cantidad total de SPE y PMS fue determinada como carbono orgánico total (COT) y fueron medidas en un analizador de COT Analytic Jena Multi N/C 2100.
- f. Carbohidratos por el método de Dubois (1956) y proteínas por el método de Bradford (1976). La absorbancia UV_{254} fue medida por un espectrofotómetro (DR/5000U, Hach) y la absorbancia específica (SUVA) fue calculada como el cociente entre UV_{254} y el COT.

3.4 Determination de la resistencia de la membrana

Previamente a las pruebas de filtración a escala laboratorio y piloto, se determinó la permeabilidad de la membrana nueva con agua desionizada y se calculó la resistencia intrínseca de la membrana utilizando la ley de Darcy, como sigue:

$$R_m = \frac{1}{\mu \cdot K} \quad \text{Ecuación 25}$$

Donde:

R_m : Resistencia de la membrana, m^{-1}

μ : Viscosidad dinámica, $\text{Pa}\cdot\text{s}$

K : Permeabilidad de la membrana, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{Pa}^{-1}$

La Resistencia al taponamiento fue calculada teniendo en cuenta la siguiente ecuación:

$$R_t = R_m + R_f = \frac{\Delta P}{\mu J} \quad \text{Ecuación 26}$$

Donde R_t es la resistencia hidráulica total (m^{-1}), ΔP es la PTM (Pa), μ es la viscosidad del permeado ($\text{Pa}\cdot\text{s}$) y J es el flux permeado ($\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$). R_f es la resistencia hidráulica debida al taponamiento. A partir de estos valores se calculó la tasa de taponamiento, TT, que es igual a la pendiente de la gráfica de la resistencia total contra el tiempo.

Por otro lado se calculó la resistencia específica de la torta taponante (α) para flux constante, a partir de las ecuaciones 27 y 28, las cuales son derivadas de la ley de Darcy.

$$\Delta P_L = \Delta P_C + \Delta P_M \quad \text{Ecuación 27}$$

$$\Delta P_L = \alpha \mu C_s \frac{Q^2}{A_M^2} t + \mu R_m \frac{Q}{A_M} \quad \text{Ecuación 28}$$

Donde ΔP_L es la PTM (Pa), α es la resistencia específica de la torta taponante ($\text{m}\cdot\text{kg}^{-1}$), μ es la viscosidad del fluido (Pa·s), C_s es la concentración de sólidos ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$), Q es la tasa de flujo volumétrico ($\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$), A_M es el área de la membrana (m^2), t el tiempo (s) y R_m es la resistencia de la membrana (m^{-1}) (Kovalsky *et al.*, 2009). En esta ecuación los dos términos representan la suma de la caída de la PTM a través de la torta taponante (ΔP_c) y la PTM a través de la membrana (ΔP_M) siendo ésta última constante. A partir de la pendiente obtenida de la gráfica de ΔP_c contra el tiempo, se calcula α .

3.5 Autopsias de membranas

Luego de finalizar la operación del sistema BRAM con cada TRH, se procedió a remover el módulo de membrana empleado y a almacenarlo a 4°C para su posterior análisis: Cada módulo obtenido fue abierto y se cortaron cuadrados de aproximadamente 0.5 cm de lado. Se realizaron autopsias a los cuadrados de membrana constituidas por las siguientes pruebas:

1. Observación en el microscopio electrónico de barrido (MEB) (Modelo JEOL JSM-7600F) acoplado a un equipo de espectrometría por dispersión de rayos X. Las membranas taponadas fueron cortadas en cuadrados de 0.5 cm de lado, y fijadas con glutaraldehído al 3% durante 48 horas. A continuación los cuadrados de membrana fueron lavados con buffer salino de fosfatos (PBS, por sus siglas en inglés) hasta eliminar los residuos de glutaraldehído. Posteriormente se deshidrataron las muestras con lavados sucesivos con etanol en concentraciones impares crecientes (10%, 30%, 50%, 70%, 90%, etanol absoluto). Finalmente, las muestras fueron secadas hasta punto crítico y cubiertas con oro para ser observadas en el MEB.
2. Determinación de la densidad de la capa taponante: Cuadrados de membrana nueva y de membrana taponada de aproximadamente 0.5 cm de lado fueron secados en estufa a 110° C durante dos horas. Posteriormente se procedió a determinar su peso seco y su área, con el fin de determinar la densidad de cada uno de los cuadrados. Para determinar la densidad de la capa taponante, se restó el valor de la densidad de la membrana nueva al valor de la densidad de la membrana taponada.

3. Determinación de la cantidad de material orgánico e inorgánico en la capa taponante. Para ello se realizaron análisis de termogravimetría dinámica (TGA) en un analizador termogravimétrico marca T.A. Instruments, modelo 2950. Con una rampa de calentamiento de 10 grados centígrados por minuto, en una atmósfera de nitrógeno.

3.6 Mecanismos de taponamiento

El modelo desarrollado por Hermia (1982) y posteriormente adaptado por Hlavacek y Bouche (1993) para flux constante, el cual se presentó en la sección 1.3.5, fue aplicado a los datos experimentales obtenidos en todas las pruebas de filtración, para determinar el mecanismo de taponamiento dominante en cada una de ellas. Así mismo, el modelo combinado de Bolton *et al.* (2006a) fue aplicado con el fin de compararlo con el modelo de las leyes de bloqueo y establecer cuál de los dos se acercaba más a los resultados obtenidos. El mejor arreglo en los dos modelos fue determinado por minimización de la suma de los cuadrados de los residuales (SCR), donde el residual fue igual a la diferencia entre el dato experimental y la predicción del modelo, en combinación con el coeficiente de correlación obtenido.

3.7 Análisis estadístico

Para evaluar la influencia de las condiciones hidrodinámicas (filtración intermitente y burbujeo de gas) sobre el taponamiento, se realizó el análisis estadístico de las características del efluente del reactor UASB (PMS y SPE totales y asociados con carbohidratos y proteínas, sólidos suspendidos y SUVA) mediante análisis de varianza (ANOVA) de dos factores, con un nivel de confianza del 95%. Adicionalmente, se aplicó estadística descriptiva a parámetros individuales y el coeficiente de correlación de Pearson (r_p) a la resistencia al taponamiento y parámetros de taponamiento bajo las diferentes condiciones de operación. El coeficiente de Pearson varía entre -1 y +1, donde -1 y +1 significan una perfecta correlación negativa o positiva, respectivamente, mientras que 0 significa ausencia de correlación. Las correlaciones son consideradas estadísticamente significantes en un intervalo de confianza del 95%.

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

- 4.1. Flux crítico
- 4.2. Pruebas con agua residual sintética
- 4.3. Pruebas con agua residual real
- 4.4. Autopsias de membranas

Este capítulo presenta los resultados y la discusión de éstos en tres secciones: inicialmente se muestran las pruebas de flux crítico que se utilizaron para determinar el flux de operación de los ensayos posteriores efectuados con agua residual sintética y real; posteriormente se presentan las pruebas realizadas con agua residual sintética a escala laboratorio de filtración continua e intermitente y finalmente se presentan las pruebas con agua residual real a escala laboratorio y piloto. El desempeño de las pruebas fue discutido en términos de eficiencias de remoción, características de la filtración, parámetros que afectan el taponamiento de la membrana y mecanismos de taponamiento de acuerdo al modelo propuesto por Hermia (1982).

4.1 Flux crítico

Para fijar el flux de operación en el rango subcrítico en las prueba de filtración continua y filtración intermitente, se determinó el flux crítico de la membrana cuando el reactor fue operado con agua residual sintética y real.

4.1.1 Agua residual sintética

La prueba de flux crítico con la membrana nueva se realizó por duplicado y se puede observar en las Figuras 4.1 y 4.2. El aumento en la presión en la membrana 1 es relativamente constante hasta un valor de flux de $14 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$, a partir del cual es mucho más notorio en cada paso, mientras que para la membrana 2, este incremento fue a partir de $10 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$.

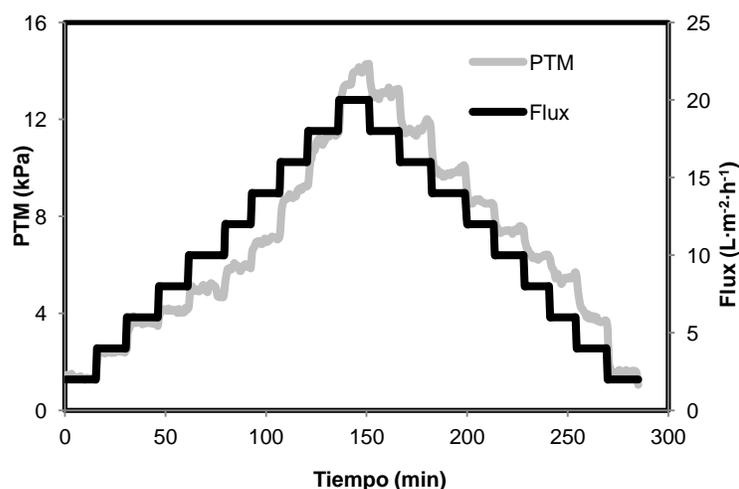


Figura 4.1. Flux crítico en membrana nueva 1

Para valores muy bajos de flux ($2 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$), no se tuvo incremento de la PTM, lo cual indica una ausencia de taponamiento, contrario a lo observado por otros autores (Le-Clech *et al.*, 2003), debido probablemente a las bajas presiones registradas y la concentración de SST que se tiene en el efluente del reactor UASB ($\text{SST} = 42.6 \pm 14.5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$).

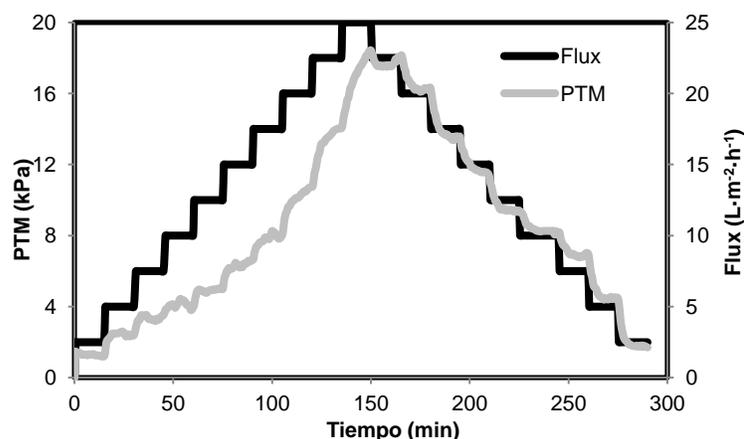


Figura 4.2. Flux crítico en membrana nueva 2

En esta prueba se evaluó la reversibilidad del taponamiento, disminuyendo el flux y registrando el descenso en la PTM. Durante la fase descendente, todos los valores de PTM registrados fueron superiores a los obtenidos durante la fase ascendente, indicando que la capa taponante formada sobre la membrana no es fácilmente removida. Estos resultados coinciden con los reportados por Spagni *et al.* (2010) quienes realizaron experimentos en un BRAM y a pesar de incluir un minuto de relajación entre cada incremento de flux, obtuvieron diferencias importantes entre las fases ascendente y descendente indicando que la fase de relajación no removió completamente la capa taponante.

La prueba de flux crítico de la membrana después de realizarle retrolavado (MR) y limpieza química (MLQ) sólo se llevó a cabo durante la fase ascendente. La Figura 4.3 presenta los resultados para cada una de estas condiciones en la membrana 1. En esa gráfica se observa que el incremento de la PTM tiene la misma tendencia, aunque con un desfase en el tiempo. La PTM obtenida en la membrana después de limpieza química es menor que la alcanzada en la membrana nueva y después de retrolavado, para obtener un flux igual, indicando una mayor recuperación de la membrana. Para la membrana 2 solo se realizó la prueba después de la limpieza química. El comportamiento se muestra en la Figura 4.4. Durante la realización de esta prueba ya se tenía incorporada la balanza electrónica al sistema automático, registrándose los cambios de flux en cada paso. Se obtuvieron incrementos notorios de la PTM a partir de $6.13 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$, además para valores superiores a $10.6 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ se presentó una mayor variación de los datos de flux en cada paso. Se puede también señalar que para el caso de la membrana 2, la membrana con limpieza química presentó mayor resistencia a la filtración a partir de una PTM de 25 kPa que corresponde con un flux de $10 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$. Cabe anotar que aunque en las pruebas de flux crítico se logró una buena recuperación de la membrana después de la limpieza química, en pruebas realizadas posteriormente a escala piloto (Resultados no mostrados en esta tesis) se comprobó que la membrana no logró alcanzar las condiciones iniciales de permeabilidad después de realizarse varias operaciones de limpieza química. La Figura 4.5 muestra una micrografía de la membrana químicamente limpiada.

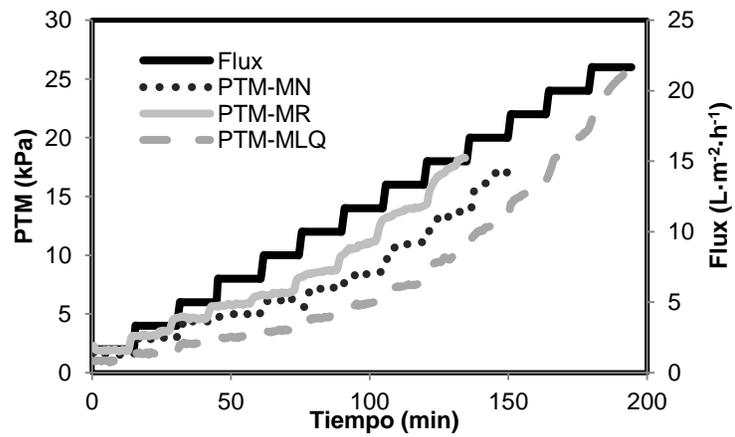


Figura 4.3. Condiciones en la membrana 1

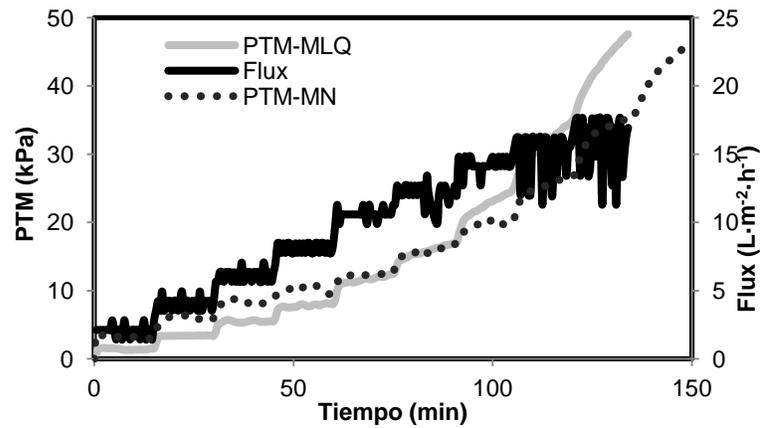


Figura 4.4. Condiciones en la membrana 2

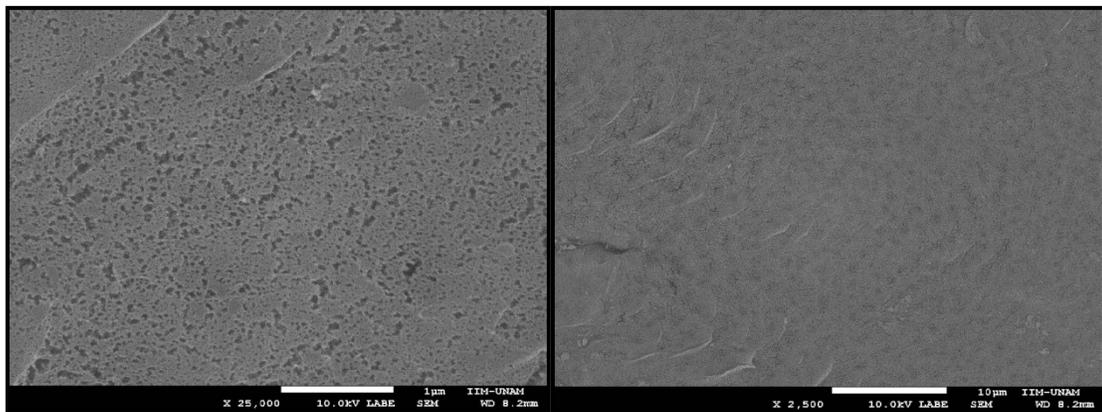


Figura 4.5. Micrografía de membrana después de limpieza química

Las Figuras 4.6 y 4.7 presentan los resultados de permeabilidad inicial (MN) y después de limpieza química (MLQ) para las dos membranas utilizadas.

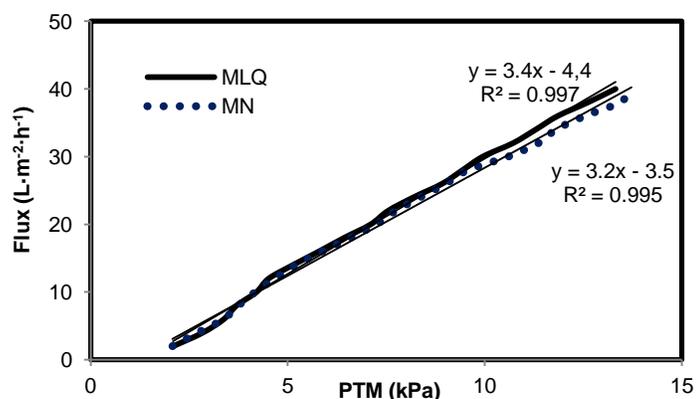


Figura 4.6. Permeabilidad de la membrana 1

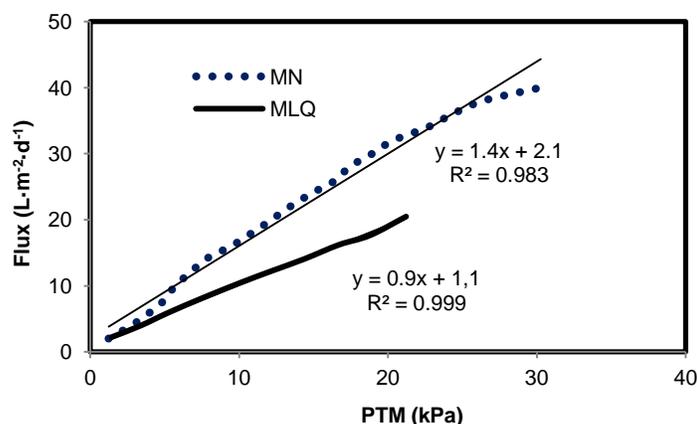


Figura 4.7. Permeabilidad de la membrana 2

La permeabilidad de la membrana 1 después de limpieza química ($3.4 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$), fue ligeramente mayor que la de la membrana nueva ($3.2 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$), indicando una total recuperación. Para evitar daño en la membrana con la limpieza química, se utilizó una concentración menor de NaOCl (0.2%) en la membrana 2. Sin embargo, en este caso se observa que la permeabilidad después de la limpieza química ($0.9 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$), no logró recuperarse totalmente, quedando notoriamente por debajo del valor de la membrana nueva. Estos resultados sugieren que la limpieza con una concentración de 0.2% durante dos horas no fue suficiente para recuperar la permeabilidad inicial de la membrana. Comparando las dos membranas, se tiene que la permeabilidad inicial obtenida para la membrana 1 es 2.4 veces mayor al valor alcanzado en la membrana 2, dando como resultado a su vez, una gran diferencia en la resistencia de la membrana ($RM_1 = 1.13 \text{ E}+12$ vs. $RM_2 = 2.58 \text{ E}+12$),

afectando las pruebas de filtración que se realizan posteriormente. En trabajos previos en el grupo de investigación se ha visto que las membranas no se comportan con repetitividad, por lo que una membrana no necesariamente se comportará igual que otra aunque sean de las mismas características.

En las Figuras 4.8 y 4.9 se observa el incremento inicial de la PTM (ΔP_o) para las membranas en las condiciones experimentadas. Para la mayoría de los flux probados, el ΔP_o presentó valores inferiores a 1kPa y no se presentaron incrementos súbitos en ningún caso. Con la membrana nueva 1, el ΔP_o generalmente fue superior que para las otras dos condiciones, indicando una mayor tendencia al taponamiento. Sin embargo, en la membrana 2 el comportamiento fue contrario, manteniendo incluso un ΔP_o entre 1.5 y 2 kPa para la membrana con limpieza química, debido probablemente al cambio en la rutina de limpieza química y las diferencias en la resistencia de las membranas.

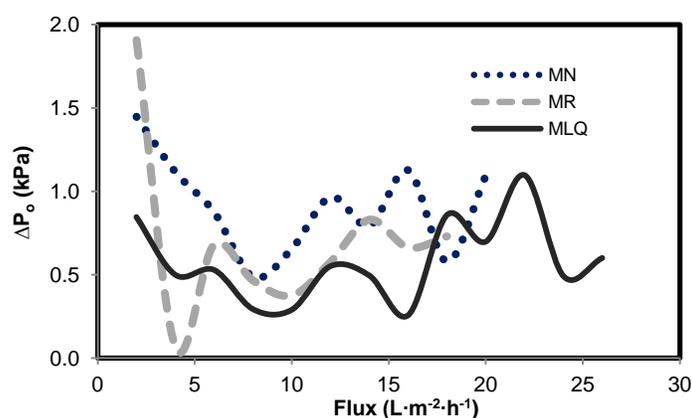


Figura 4.8. ΔP_o en la membrana 1

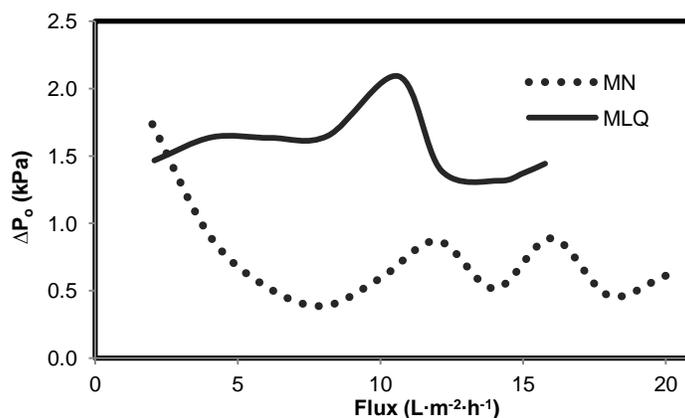


Figura 4.9. ΔP_o en la membrana 2

En cuanto a la tasa de incremento de PTM, dp/dt , (Figuras 4.10 y 4.11), en la membrana 1 el incremento fue más notorio después de retrolavado indicando que el retrolavado a pesar de lograr una PTM promedio inicial relativamente cercana a la obtenida con la membrana nueva, no logró remover parte del taponamiento. Para valores bajos de flux ($8 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$) la tasa de taponamiento en la membrana con retrolavado ya presentaba incrementos altos ($0.0398 \text{ kPa}\cdot\text{min}^{-1}$), los cuales sólo fueron alcanzados con la membrana nueva o después de limpieza química hasta valores de flux de $14 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$. Por su parte, en la membrana 2 el aumento de la tasa de incremento de PTM en la membrana nueva fue más lento que después de limpieza química, indicando la poca recuperación de la membrana después de este procedimiento, sobre todo a flux superiores de $8 \text{ m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$.

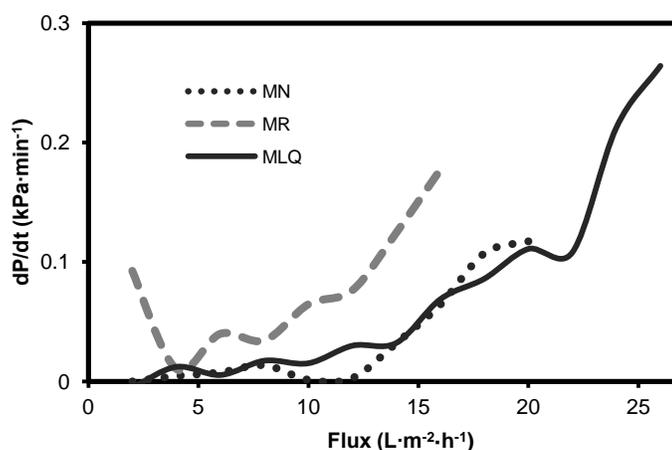


Figura 4.10. dP/dt vs. Flux en membrana 1

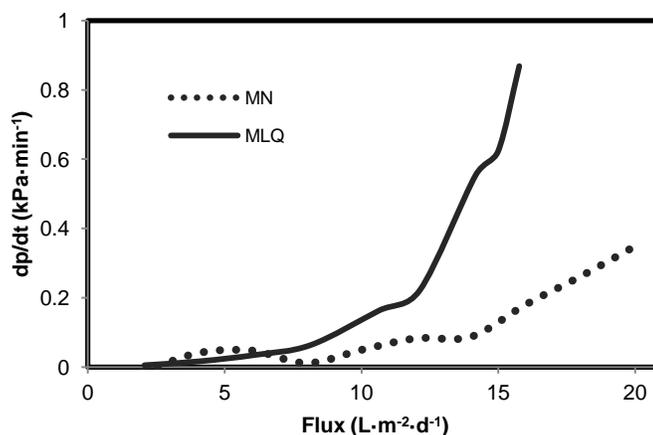


Figura 4.11. dP/dt vs. Flux en membrana 2

Para la elección del flux crítico se tomó como parámetro definitivo una tasa de incremento de PTM superior a $0.05 \text{ kPa}\cdot\text{min}^{-1}$ y no se tuvo en cuenta el incremento inicial de la PTM, ya

que éste presentó un comportamiento relativamente estable durante el incremento de pasos de flux. Por lo anterior, el flux crítico para las membranas 1 y 2 fue de 14 y 10 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$.

4.1.2 Agua residual real

La permeabilidad de la membrana después de limpieza química ($0.7 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$), fue mayor que la de la membrana nueva ($0.3 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$), indicando una recuperación total y posible daño de ésta. En la Figura 4.12 se presentan los resultados obtenidos durante la prueba de flux crítico para la membrana nueva y la membrana después de limpieza química. Se observa que para lograr un mismo flux, la membrana tratada químicamente requiere menor presión que la membrana nueva.

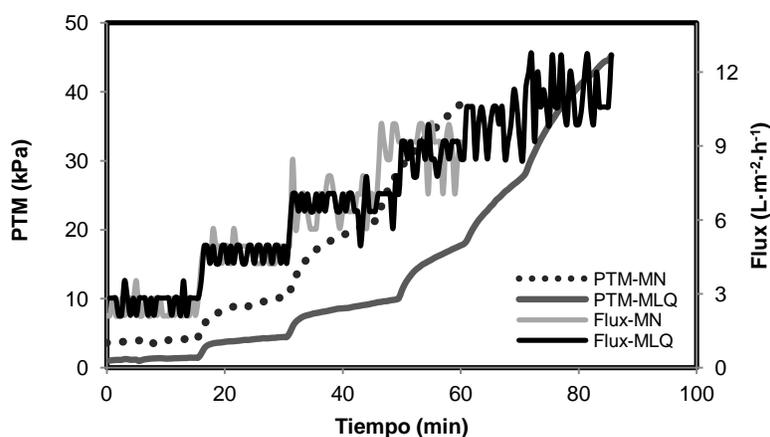


Figura 4.12. Flux crítico con agua real

El cambio de la presión con el tiempo en la membrana nueva es alto para valores de flux superiores a $4 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$, mientras que para la membrana después de limpieza química este cambio fue menor como se observa en la Tabla 4.1, adicionalmente, en la Tabla 4.2 se muestra el incremento inicial de la PTM (ΔP_0) para la membrana nueva y después de limpieza química. Teniendo en cuenta los parámetros de evaluación, se presentó una mayor propensión al taponamiento con la membrana nueva, exhibiendo valores de ΔP_0 hasta tres veces mayor que la membrana después de limpieza química. En cuanto a la tasa de incremento de PTM, la membrana nueva mostró un incremento más rápido con respecto a la membrana después de limpieza química.

Para la elección del flux crítico se tomó como parámetro definitivo una tasa de taponamiento superior a $0.05 \text{ kPa}\cdot\text{min}^{-1}$. Teniendo en cuenta lo anterior, el flux crítico para la membrana nueva fue de $4.14 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$. Este valor es inferior al obtenido con las membranas sumergidas en el reactor que trataba agua residual sintética ($14 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$), debido a la mayor cantidad de productos microbianos solubles y sustancias poliméricas extracelulares que se

encuentran en el efluente del reactor tratando agua residual real y que provocan un rápido taponamiento de la membrana.

Tabla 4.1. Cambio de la PTM con el tiempo (dp/dt) obtenidos con agua residual real

<i>Membrana nueva</i>		<i>Membrana después de limpieza</i>	
<i>Flux (L/m²-h)</i>	<i>dp/dt (kPa/min)</i>	<i>Flux (L/m²-h)</i>	<i>dp/dt (kPa/min)</i>
2.38	0.02	2.66	0.03
4.14	0.42	4.62	0.16
6.40	0.73	6.62	0.28
8.72	1.14	8.28	0.44
-	-	10.60	1.20

Tabla 4.2. Incremento inicial de la PTM (ΔP_o) obtenidos con agua residual real

<i>Membrana nueva</i>		<i>Membrana después de limpieza</i>	
<i>Flux (L/m²-h)</i>	ΔP_o (kPa)	<i>Flux (L/m²-h)</i>	ΔP_o (kPa)
2.38	-	2.66	-
4.14	1.81	4.62	0.58
6.40	1.95	6.62	0.59
8.72	2.00	8.28	0.77
-	-	10.60	-

4.2 Pruebas con agua residual sintética

4.2.1 Filtración continua

4.2.1.1 Desempeño general en las pruebas de filtración continua

La Tabla 4.3 presenta los resultados obtenidos en las pruebas de filtración continua para los dos tiempo de retención; para el TRH de 8 horas se ejecutó una segunda prueba con el fin de minimizar interferencias presentadas inicialmente, debido a la presencia de sólidos suspendidos en el permeado por el crecimiento de una biopelícula en las tuberías que lo conducían.

Durante el periodo de operación, la temperatura varió entre 19 °C y 22 °C y los valores de pH alrededor de 8.0 unidades. Como se esperaba, en las tres pruebas la alcalinidad fue producida en el reactor UASB y la relación de alcalinidades (α), el cociente de la alcalinidad parcial a pH 5.75 y la alcalinidad total a pH 4.3, estuvo por encima de 0.7 indicando que no

se presentó acidificación y por lo tanto hubo estabilidad en el proceso de digestión anaerobia, sin importar que se cambiara el TRH de operación. El pH del permeado fue ligeramente inferior al del efluente del reactor UASB, al igual que la alcalinidad en las dos pruebas con TRH de 8 horas, debido a la mezcla del permeado con agua de retrolavado. Caso contrario ocurrió en la prueba con TRH de 4 horas, ya que en este experimento hubo menos influencia de esta mezcla, debido a la menor frecuencia de los retrolavados, como se explica en la sección 4.2.1.5.

Tabla 4.3. Desempeño general en pruebas de filtración continua

Parámetro	Influente	TRH 8 horas Prueba 1		TRH 8 horas Prueba 2		TRH 4 horas	
		Efluente	Permeado	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado
Temp. (°C)	21 ± 2	21	21	22 ± 1	22 ± 1	19 ± 1	19 ± 1
pH (unid.)	7.6 ± 0.2	8.1 ± 0.2	7.9 ± 0.4	8.0 ± 0.1	7.3 ± 0.1	7.9 ± 0.1	8.2 ± 0.3
Alcal. (mg CaCO ₃ · L ⁻¹)	409 ± 48	543 ± 12	367 ± 244	378 ± 38	135 ± 163	559 ± 12	581 ± 45
DQOt (mg O ₂ · L ⁻¹)	425 ± 31	38 ± 13	9 ± 8	43 ± 11	17 ± 8	45 ± 8	28 ± 11
ST (mg · L ⁻¹)	1057 ± 54	857 ± 43	327 ± 361	856 ± 35	303 ± 229	865 ± 43	645 ± 298
SVT (mg · L ⁻¹)	427 ± 57	294 ± 59	89 ± 62	166 ± 39	88 ± 52	303 ± 144	151 ± 90
SST (mg · L ⁻¹)	32 ± 13	43 ± 17	21 ± 19	35 ± 4	7 ± 1	43 ± 12	23 ± 8
SSV (mg · L ⁻¹)	18 ± 13	29 ± 11	18 ± 14	26 ± 5	4 ± 4	29 ± 12	12 ± 7
SDT (mg · L ⁻¹)	1028 ± 70	814 ± 43	307 ± 307	820 ± 34	296 ± 229	821 ± 45	622 ± 295
SDV (mg · L ⁻¹)	419 ± 59	265 ± 54	71 ± 45	140 ± 37	84 ± 50	274 ± 143	140 ± 95

En la Figura 4.13 se presentan las remociones de DQO obtenidas en cada una de las pruebas de filtración continua (TRH de 8 y 4 horas). La concentración de DQO en el efluente del reactor UASB cuando fue operado con TRH de 8 horas varió entre 17 mg·L⁻¹ y 51 mg·L⁻¹ con un promedio de 38 mg·L⁻¹ para la prueba 1 y entre 33 mg·L⁻¹ y 62 mg·L⁻¹, con un promedio de 43 mg·L⁻¹ en la prueba 2, alcanzando eficiencias de remoción entre 86 y 96%, con un promedio del 91%. Al reducir el TRH a 4 horas, la DQO en el efluente varió entre 33 mg·L⁻¹ y 55 mg·L⁻¹ con un promedio de 45 mg·L⁻¹, alcanzando eficiencias de remoción entre 86 y 93%, con un promedio del 89%. Van Haandel y Lettinga (1994) reportaron que en regiones con temperaturas superiores a los 18°C se pueden obtener eficiencias de remoción de material orgánico hasta del 80% con TRH cortos, 4 a 6 horas. En este estudio, el TRH no afectó el funcionamiento del reactor UASB en cuanto a remoción de DQO total, ya que en los

dos casos se obtuvieron remociones superiores al 85%, además la DQO en el efluente del reactor UASB es baja comparada con los valores reportados en otros estudios, la cual varía entre 100 y 200 mg·L⁻¹ (Foresti *et al.*, 2006; Rodríguez *et al.*, 2001; Torres y Foresti, 2001). Esta variación en la eficiencia de remoción se puede deber a la diferencia en composición del agua residual influente y la temperatura. El análisis estadístico confirmó que no hubo diferencias significativas en la concentración de DQO en el efluente del reactor UASB y la remoción presentada en éste, bajo los dos TRH utilizados.

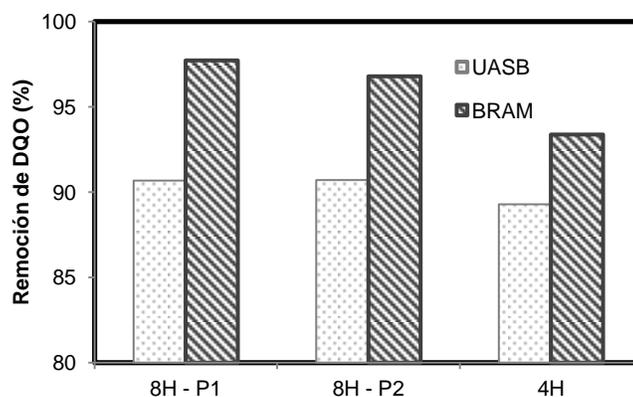


Figura 4.13. Filtración continúa. Remoción de DQO

El efecto del TRH sobre los BRAM ha sido evaluado en varios estudios. Chu *et al.* (2005) investigaron un BRAM compuesto de un reactor EGSB con un módulo de membrana sumergido que trataba agua residual sintética, simulando agua residual doméstica, y encontraron que la eficiencia de remoción de DQO es relativamente independiente del TRH, cuando éste se encuentra en el rango de 3.5 a 5.7 horas y con temperaturas superiores a 15°C. Hu y Stuckey (2006) bajaron el TRH desde 48 horas hasta 24, 12, 6 y 3 horas en un BRAM que trataba aguas residuales domésticas, obteniendo remociones superiores al 90%, incluso para el TRH de 3 horas. Además, a pesar de que la DQO en el efluente del reactor incrementaba con la reducción del TRH, el reactor se recuperaba rápidamente en pocos días, alcanzando condiciones estables nuevamente. Huang *et al.* (2011) obtuvieron remociones superiores al 97% en un bio-reactor anaerobio de membrana sumergida que trataba agua residual sintética de baja carga, para TRH de 12, 10 y 8 horas. Estos autores además encontraron que el descenso en el TRH mejoró el crecimiento de la biomasa y la acumulación de PMS en el bio-reactor. En ese estudio, la DQO en el permeado para el TRH de 8 horas presentó valores entre 2 y 26 mg·L⁻¹, lo cual corresponde a remociones promedio de 97.7 ± 2.2% y 96.5 ± 1.6% para las pruebas 1 y 2, respectivamente; mientras que para el TRH de 4 horas la DQO en el permeado estuvo entre 14 y 38 mg·L⁻¹, lo cual corresponde a una remoción promedio de 93.4 ± 2.5%.

Los sólidos totales, volátiles totales, disueltos totales y disueltos volátiles presentaron en el efluente concentraciones ligeramente mayores para el TRH de 4 horas debido probablemente al arrastre de partículas y material inerte de la cama de lodos por el

incremento en la velocidad ascensional en esta condición. En el permeado se presentó alta variabilidad de los datos por la dilución de la muestra con el agua destilada de retrolavado, ya que se compartía un tramo de la tubería. Los sólidos suspendidos totales y volátiles presentaron concentraciones relativamente iguales en el efluente bajo las dos condiciones de TRH, sin embargo, en el permeado hubo presencia de sólidos y alta variabilidad de estos, debido a la contaminación de la muestra con partículas adheridas a las tuberías, razón por la cual se realizó el duplicado de la prueba con TRH de 8 horas, tratando de minimizar esta interferencia.

4.2.1.2 Sustancias orgánicas en las pruebas de filtración continua

Diferentes estudios han reportado que los productos microbianos solubles (PMS) y las sustancias poliméricas extracelulares (SPE) tienen una gran influencia sobre el taponamiento de las membranas (Le-Clech *et al.*, 2006; Liang *et al.*, 2007; Rosenberger *et al.*, 2006). En la Tabla 4.4 se muestra la concentración y composición de PMS y SPE en el efluente del reactor UASB en las pruebas realizadas para los TRH de 8 horas (Pruebas 1 y 2) y 4 horas .

Tabla 4.4. Composición y concentración de PMS y SPE en el efluente del reactor UASB en las pruebas de filtración continua

Parámetro		TRH 8 h - P1	TRH 8 h - P2	TRH 4 h
PMS	Carbohidratos (mg·L ⁻¹)	5.1 ± 6.7	0.9 ± 0.7	1.4 ± 1.7
	Proteínas (mg·L ⁻¹)	1.4 ± 0.5	0.7 ± 0.8	1.5 ± 0.5
	COT (mg·L ⁻¹)	3.6 ± 1.6	5.1 ± 2.5	6.9 ± 2.9
	UV ₂₅₄ (cm ⁻¹)	0.035 ± 0.007	0.023 ± 0.008	0.025 ± 0.004
	SUVA (L·mg ⁻¹ C·m ⁻¹)	1.4 ± 1.3	0.47 ± 0.19	0.6 ± 0.2
SPE	Carbohidratos (mg·L ⁻¹)	1.3 ± 1.4	0.5 ± 0.7	4.0 ± 1.8
	Proteínas (mg·L ⁻¹)	1.3 ± 0.6	1.0 ± 1.5	1.5 ± 0.5
	COT (mg·L ⁻¹)	4.9 ± 2.1	5.8 ± 2.0	5.9 ± 2.2
	UV ₂₅₄ (cm ⁻¹)	0.039 ± 0.011	0.029 ± 0.016	0.038 ± 0.012
	SUVA (L·mg ⁻¹ C·m ⁻¹)	0.8 ± 0.3	0.4 ± 0.1	0.7 ± 0.3

Se presentó una menor concentración de PMS medido como carbono orgánico total (COT), en las pruebas realizadas con TRH de 8 horas en comparación con el TRH de 4 horas, debido probablemente a la presencia de productos intermediarios que no fueron metabolizados por el bajo TRH (Akram y Stuckey, 2008). Sin embargo, la concentración de carbohidratos fue mayor en las pruebas realizadas con TRH de 8 horas. Varios autores (Bérubé *et al.*, 2006b; Kimura *et al.*, 2009; Le-Clech *et al.*, 2006; Rosenberger *et al.*, 2006), afirman que altas concentraciones de polisacáridos en el sobrenadante de un BRM corresponde a altas tasas de taponamiento y viceversa. En cuanto a las SPE, estas se presentaron en menor cantidad que los PMS debido a la poca concentración de biomasa presente en la zona superior del reactor UASB, donde se encontraba sumergida la membrana.

Los valores de absorbancia específica de luz ultravioleta (SUVA), tanto en los PMS como en las SPE, presentaron valores inferiores a $2 \text{ L}\cdot\text{mg}^{-1}\text{C}\cdot\text{m}^{-1}$, indicando que la materia orgánica presente es dominada por sustancias con bajo peso molecular y baja hidrofobicidad, así como de origen no húmico, lo cual era de esperarse, teniendo en cuenta que el influente del reactor UASB en esta fase experimental fue agua sintética.

4.2.1.3 Sustancias inorgánicas en las pruebas de filtración continua

En la Tabla 4.5 se presenta el comportamiento del nitrógeno amoniacal (N-NH_4^+), fósforo, calcio y magnesio en el efluente y permeado para las dos condiciones de TRH experimentadas, antes de presentarse retrolavados frecuentes, evitando así el efecto de la mezcla del permeado con agua de retrolavado. Estos compuestos fueron evaluados con el fin de determinar la posibilidad de precipitación de la estruvita en la membrana, ya que ésta ha sido reportada como uno de los principales responsables del taponamiento inorgánico en bio-reactores anaerobios (Choo *et al.*, 2000; Kang *et al.*, 2002), a pesar de que Salazar-Pelaez *et al.* (2011a) mostraron que las concentraciones comunmente encontradas en el agua residual municipal no son demasiado bajas para poder provocar la precipitación de estruvita.

Tabla 4.5. Filtración continua. Presencia de sustancias inorgánicas

Parámetro	TRH 8 h - P1		TRH 8 h - P2		TRH 4 horas	
	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado
N-NH_4^+ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	30.8	28.0	23.5	22.4	32.2 ± 3.0	36.4 ± 7.5
Fósforo ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	10.2	9.5	10.9	9.9	9.7 ± 0.6	8.1 ± 0.6
Calcio ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	17.4	6.0	22.1	21.4	19.0 ± 3.4	19.0 ± 1.3
Magnesio ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	25.2	5.6	25.1	26.3	25.5 ± 2.7	25.5 ± 4.9

De acuerdo con estos resultados, el nitrógeno y fósforo presentan poca remoción en las tres condiciones experimentadas, con excepción del nitrógeno en la prueba con TRH de 4 horas, que presentó un ligero incremento en el permeado. En la prueba TRH 8h – P1, tanto el calcio como el magnesio, disminuyeron notablemente su concentración, lo cual pudo haber contribuido al rápido taponamiento de la membrana al presentarse precipitación de este sobre la superficie de la membrana, como pudo comprobarse en las micrografías presentadas posteriormente.

4.2.1.4 Tamaño de partícula

La Figura 4.14 muestra la distribución de tamaño de partícula (DTP) en el efluente del reactor UASB para el TRH de 8 horas, antes de introducir la membrana en el interior de éste. Se observa una curva bimodal que indica la presencia de dos grupos de agregados, uno

cuyo tamaño estuvo entre 0.8 y 300 μm , con un pico de 62 μm y un grupo de macroflocs con tamaños entre 300 y 2000 μm con un pico de 1000 μm .

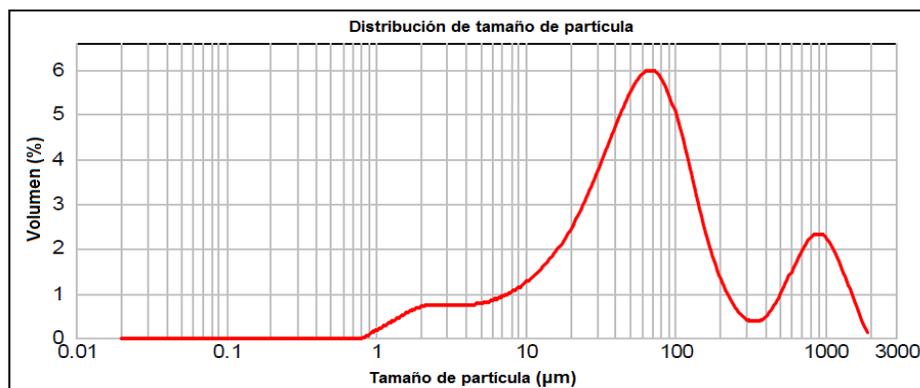


Figura 4.14. DTP en el efluente del reactor UASB

En las Figuras 4.15 y 4.16 se muestra la distribución de tamaño de partícula en el efluente del reactor durante las pruebas 1 y 2 de filtración continua para el TRH de 8 horas, respectivamente. En la Figura 4.15 se observa un incremento en el tamaño de partícula a medida que aumenta el tiempo de filtración. En el tercer, cuarto y quinto día de filtración se obtuvo un diámetro promedio de 25 μm , 70 μm y 150 μm , respectivamente notándose una reducción en la cantidad de partículas pequeñas. En la segunda prueba con TRH de 8 horas también se notó un aumento en el tamaño de partícula con el tiempo de filtración durante los primeros cuatro días, sin embargo, en el último día se observa un descenso en el tamaño promedio de partícula. El aumento del tamaño de partícula pudo deberse a los retrolavados que actuaban sobre la membrana permitiendo el desprendimiento de grandes flocs de la superficie de ésta. Como se explicará en la sección 4.2.1.5, a medida que pasaba el tiempo de filtración, los retrolavados fueron más continuos provocando que el desprendimiento de la capa taponante fuera más seguido y el arrastre de partículas hacia la membrana fuera menor, esto sumado a la baja velocidad ascensional presente en el reactor que permitía la aglomeración de los flocs.

En trabajos previos ha sido reportado que pequeñas partículas incluyen sustancias coloidales y macromoléculas de PMS que pueden depositarse sobre la superficie de la membrana por arrastre del permeado y producir taponamiento por formación de una capa gelatinosa que no se desprende fácilmente debido a su baja velocidad de retro transporte (Bae y Tak, 2005). Por el contrario, la adhesión de grandes partículas sobre la membrana puede ser controlada mediante estrategias de operación como burbujeo de gas y operación bajo flux subcrítico (Wang *et al.*, 2008). En estas pruebas se tuvo la presencia de grandes partículas, que pudieron adherirse a la membrana por el arrastre producido por el flux permeado y la ausencia de medidas de control de taponamiento, formando una torta

taponante que prontamente cubrió la superficie de la membrana provocando el rápido incremento de la PTM.

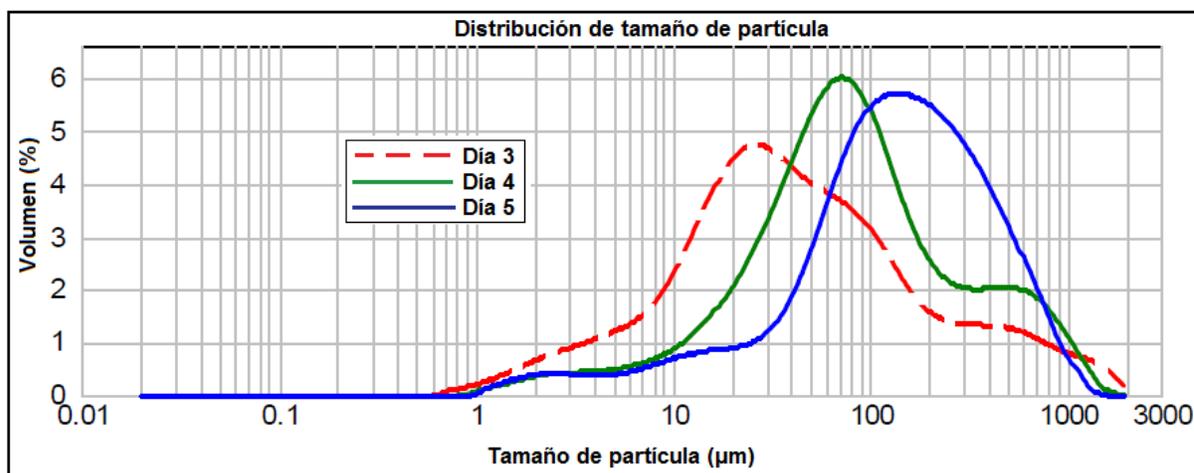


Figura 4.15. DTP en el efluente del reactor UASB para el TRH de 8 horas – Prueba 1

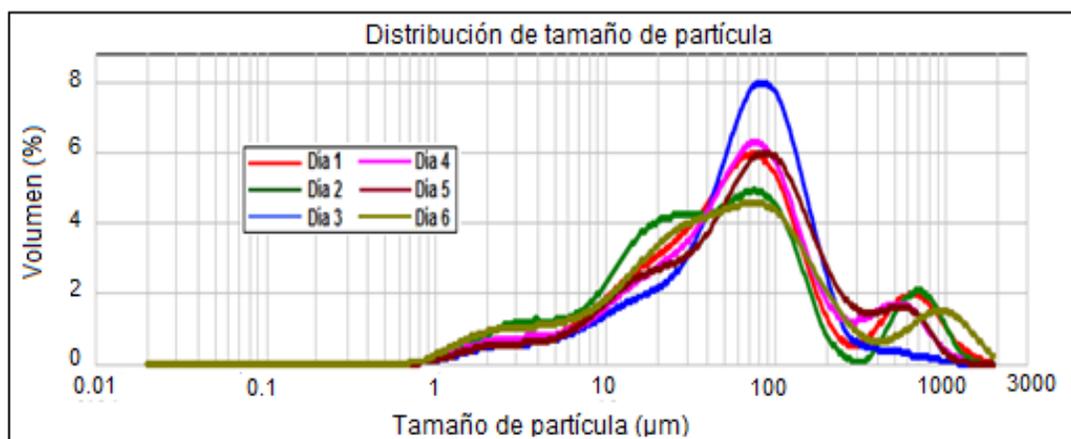


Figura 4.16. DTP en el efluente del reactor UASB para el TRH de 8 horas – Prueba 2

La Figura 4.17 muestra la distribución de tamaño de partícula obtenida en el efluente del reactor UASB durante los días en que se realizó el ensayo de filtración continua con TRH de 4 horas. En esta prueba, contrario a lo obtenido con el TRH de 8 horas, se nota una reducción en la distribución de tamaño de partícula con el tiempo de filtración, pasando de un diámetro promedio de 80 µm en el primer día de filtración a 20 µm en el último. Es notorio como a medida que avanza el tiempo de filtración, las partículas con diámetros promedio superiores a 200 µm son eliminadas del efluente, mientras que las que tienen diámetros promedio inferiores a 10 µm y 1 µm incrementan sustancialmente. Este comportamiento se puede atribuir al arrastre de la cama de lodos debido a que la velocidad ascensional en el

reactor para el TRH de 4 horas es mayor que la obtenida con TRH de 8 horas ($V_{4h} = 0.24 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$; $V_{8h} = 0.12 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$), asimismo durante el experimento se observó una mayor presencia de biogás en el reactor lo cual pudo generar turbulencia y arrastre de pequeñas partículas desde la cama de lodos, además de fuerzas de corte en la superficie de la membrana y por lo tanto desprendimiento y rompimiento de flocs, como se ha reportado en estudios anteriores (Li *et al.*, 1998; An *et al.*, 2010).

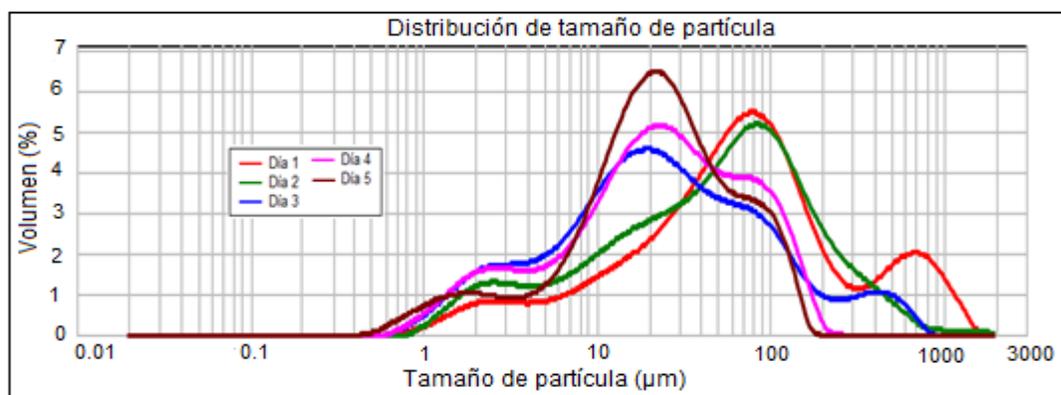


Figura 4.17. DTP en el efluente del reactor UASB para el TRH de 4 horas

4.2.1.5 Características de la filtración

La Figura 4.18 muestra la evolución de la PTM con el tiempo de filtración para las pruebas de filtración continua, antes de realizarse el primer retrolavado (por 30 segundos). Para los dos TRH se observa un notable incremento de la PTM en los primeros minutos de filtración y posteriormente un aumento gradual con dp/dt inferiores a $3.1 \text{ kPa}\cdot\text{h}$. Ognier *et al.*, (2002) reportaron un rápido taponamiento en los primeros minutos de filtración provocando una resistencia hidráulica irreversible. Este taponamiento temprano puede deberse a fenómenos de concentración – polarización que lleva a la adsorción de iones sobre la membrana para después retener coloides y propiciar el bloqueo inicial de poros, dependiendo de la distribución de tamaño de poro de la membrana. Este mecanismo representa un acondicionamiento de la superficie de la membrana (Zhang *et al.*, 2006).

El tiempo de filtración antes de realizarse el primer retrolavado para la condición de TRH de 4h fue de 32.5 horas, mientras que para el TRH de 8 horas fue de solo 5.5 y 20.3 horas para las pruebas 1 y 2, respectivamente. Esta diferencia puede atribuirse a la alta concentración de carbohidratos, presentada en el efluente del reactor UASB en la prueba 1 para el TRH de 8 horas en los días 1 y 2 (valores de 10.9 y $13.8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente), en comparación a la encontrada para el TRH de 4 horas (valores de 0.6 y $2.4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente). Este resultado es comentado con mayor detalle más adelante. Otros estudios han reportado la presencia de carbohidratos en los PMS como uno de los principales responsables del

taponamiento de membranas operadas bajo condiciones subcríticas (Zhang *et al.*, 2006; Lin *et al.*, 2009).

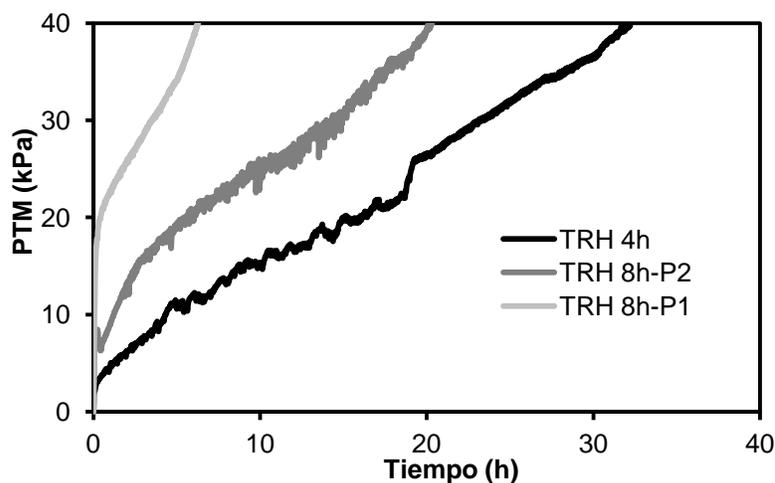


Figura 4.18. Incremento de la PTM en pruebas de filtración continua

En las pruebas se observó que la frecuencia entre retrolavados no es constante, debido a que éste fue controlado en línea a través de la medición de la PTM máxima (40 kPa). Las Figuras 4.19 y 4.20 muestran la duración de la filtración entre retrolavados, a partir del tercer retrolavado, para los dos TRH estudiados. La PTM después del primer retrolavado para la condición de TRH de 4 horas bajó hasta 9 kPa, provocando que el tiempo transcurrido entre el primer y segundo retrolavado fuera largo (más de 50 horas), comparado con el obtenido para el TRH de 8h (1.2 y 4.0 horas), en el que la PTM bajó sólo hasta 23 y 13.6 kPa para las pruebas 1 y 2, respectivamente. Este largo periodo entre los dos primeros retrolavados para el TRH de 4 horas pudo deberse a que durante este tiempo se observó la introducción de burbujas de gas en el permeado, provocando reducción en el flux de operación.

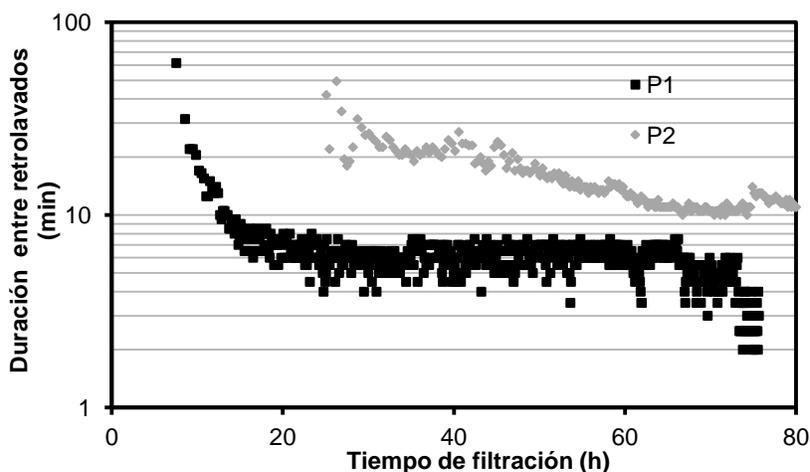


Figura 4.19. Duración entre retrolavados – TRH 8h

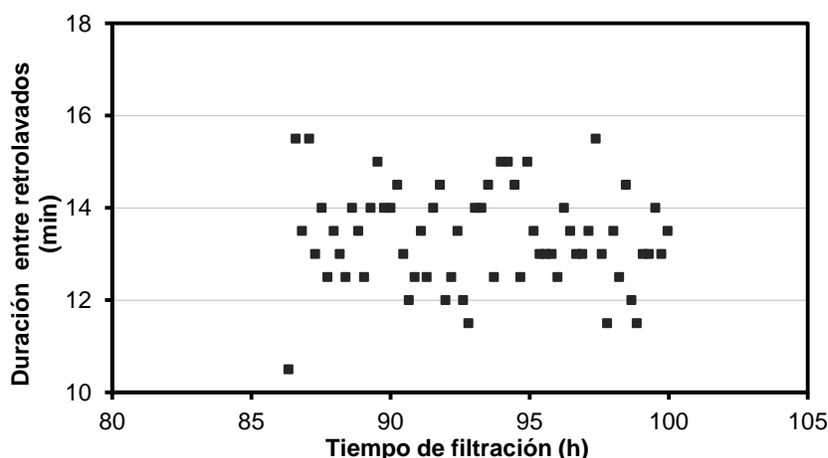


Figura 4.20. Duración entre retrolavados– TRH 4h

En la Figura 4.19 se observa que los retrolavados son más frecuentes a medida que el taponamiento ocurre. Para la prueba 1 del TRH de 8 horas, la duración entre retrolavados disminuyó velozmente en las primeras 15 horas, tiempo a partir del cual se tuvo una frecuencia relativamente constante de 6.1 ± 0.9 minutos hasta las 70 horas de filtración, reduciéndose en las últimas horas a 3.8 ± 1.2 minutos. En la prueba 2 se presentó un descenso importante en la duración entre retrolavados, entre el segundo y quinto retrolavado, a partir del cual éstos ocurrieron cada 21.2 ± 3.1 minutos hasta las 50 horas de filtración, disminuyendo finalmente a 12.2 ± 3.1 minutos en las últimas 30 horas. En esta prueba la frecuencia fue menor debido a que se tuvo un menor taponamiento de la membrana. Para el TRH de 4 horas, la frecuencia fue relativamente constante a partir del segundo retrolavado en 13.4 ± 1.1 minutos. La mayor frecuencia entre retrolavados influyó en los valores obtenidos de los parámetros fisicoquímicos en el permeado, ya que se tenía un trayecto de tubería que se compartía y al tener retrolavados más frecuentes, se presentó mayor contribución del agua de retrolavado. Este aumento en la frecuencia de los retrolavados ha sido reportado por otros autores en BRM aerobios, quienes lo han atribuido a la acumulación de PMS que a su vez favorecen el taponamiento de la membrana (Vargas *et al.*, 2008).

Con el fin de determinar la compresibilidad de la capa taponante formada en cada prueba, se calculó la resistencia específica de la torta taponante (α) y la tasa de taponamiento (TT) al finalizar cada experimento, los resultados son presentados en la Figura 4.21.

La Figura muestra que el descenso del TRH disminuyó la resistencia específica y la tasa de taponamiento, indicando una menor compresibilidad de la torta taponante en la prueba FC4H. Estos resultados no coinciden con los encontrados por Salazar-Pelaez *et al.* (2011a), quien evaluó un BRAM con tres TRH diferentes (4, 8 y 12 h) tratando agua residual sintética municipal. En ese estudio, a medida que se disminuyó el TRH aumentó la resistencia específica y la tasa de taponamiento, ya que esta reducción en el TRH provocó un

incremento en la concentración de PMS y SPE, especialmente carbohidratos, aumentando la propensión al taponamiento de la membrana. Otros autores han reportado resultados similares en los cuales se incrementa la producción de PMS y SPE con el acortamiento del TRH (Chae *et al.*, 2006; Choo y Lee, 1998; Jang *et al.*, 2006).

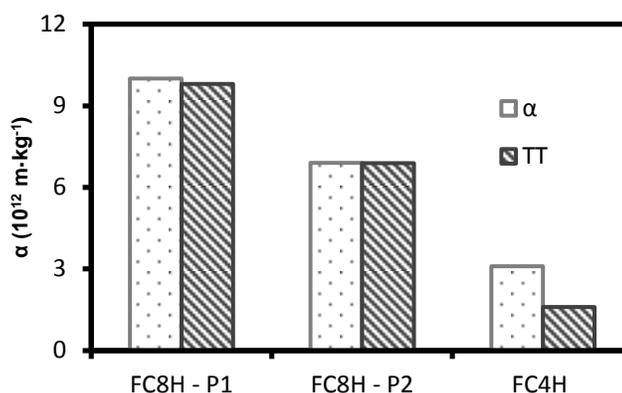


Figura 4.21. Resistencia específica y tasa de taponamiento en pruebas de filtración continua con agua residual sintética

Los valores altos de resistencia específica y tasa de taponamiento, así como la menor duración de las corridas obtenidas en las pruebas con TRH de 8 horas pudo deberse a las condiciones de inestabilidad presentadas en el reactor UASB durante estas pruebas, ya que fueron las primeras en realizarse después de la inoculación y arranque del reactor UASB. La alta concentración de PMS, especialmente de carbohidratos, presentada en el efluente del reactor UASB en las pruebas con un TRH de 8 horas puede estar ligada a la adaptación de los lodos granulares provenientes de una cervecera, adaptados a una mayor concentración de DQO. De hecho, en los primeros días se observó una inusual producción de gas, no relacionada con la carga orgánica del influente de tipo municipal, lo que pudo deberse al consumo de sustrato presente en la misma biomasa, y de ahí la liberación de PMS y SPE y su impacto en el taponamiento bajo esas condiciones. En este sentido, condiciones de inestabilidad tales como variaciones en las condiciones de operación (entrada de flujo, TRH y carga orgánica), cambios en el suministro de oxígeno (en reactores aerobios) o la etapa de arranque y puesta en marcha de un reactor, han sido definidas como factores adicionales que permiten cambios en la propensión al taponamiento de la membrana (Le-Clech *et al.*, 2006). Drews *et al.* (2006) encontraron que la concentración de carbohidratos subió antes y después de realizar descarga de lodos en un reactor aerobio; el aumento después de esta operación se debió a las condiciones de estrés súbito experimentado por las células y el incremento antes correspondió a la alta concentración de SSLM y consecuentemente la baja concentración de oxígeno en el reactor, concluyendo que la operación en condiciones de inestabilidad cambió la naturaleza y/o estructura de los polisacáridos más que la formación de SPE totales y por lo tanto podrían aumentar el taponamiento.

4.2.1.6 Mecanismos de taponamiento en pruebas de filtración continua

Como se ha mencionado, el taponamiento en membranas de ultrafiltración es un factor clave que afecta la viabilidad de este sistema, que depende del flux o la PTM obtenida y su estabilidad en el tiempo, de acuerdo al modo de operación adoptado (PTM o flux constante). Por tal razón, la modelación de los mecanismos de taponamiento para entender y predecir el descenso del flux permeado o el incremento de la PTM, es importante desde el punto de vista económico y técnico.

Las Figuras 4.22, 4.23 y 4.24 muestran los datos experimentales, así como la trayectoria teórica de los cuatro mecanismos de taponamiento del modelo de las leyes de bloqueo, MLB, de las pruebas de filtración continua con TRH de 8 horas (FC8H) y 4 horas (FC4H). Los parámetros y el error de ajuste son resumidos en la Tabla 4.6.

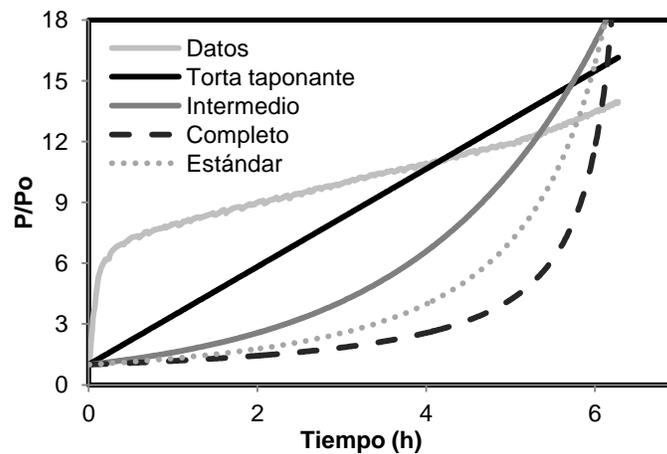


Figura 4.22. Datos y curvas ajustadas con el MLB en las pruebas de FC8H - P1.

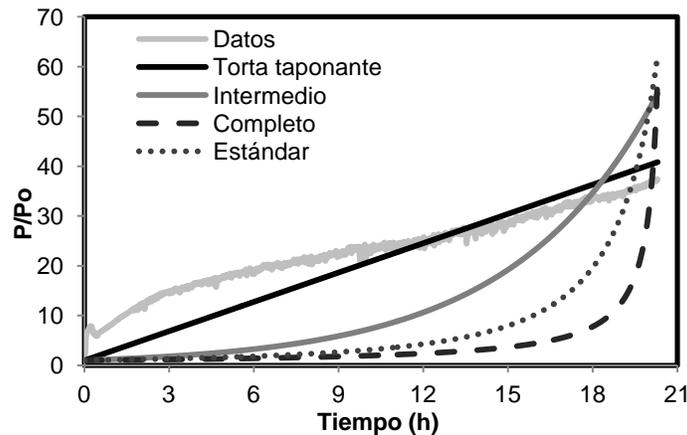


Figura 4.23. Datos y curvas ajustadas con el MLB en las pruebas de FC8H -P2.

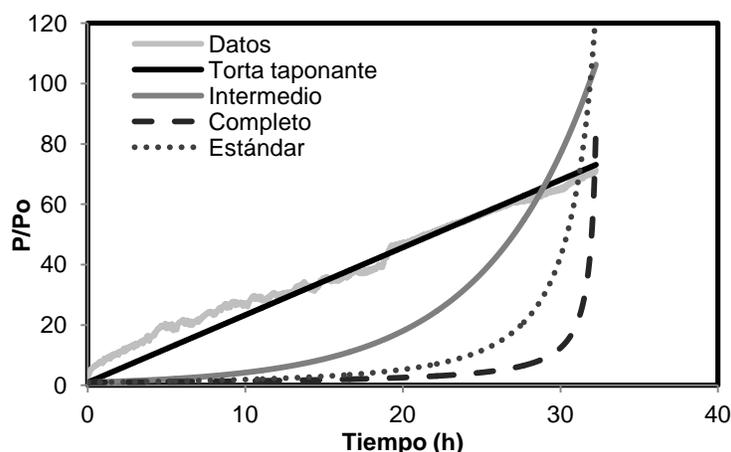


Figura 4.24. Datos y curvas ajustadas con el MLB en prueba FC4H.

Tabla 4.6. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en el periodo experimental en pruebas de filtración continua.

Modelo	FC8H - Prueba 1			FC8H - Prueba 2			FC4H		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	4.7E+03	K _c : 3.4E+08	0.971	5.1E+04	K _c : 3.5E+08	0.987	4.9E+04	K _c : 3.1E+08	0.996
Intermedio	1.5E+04	K _i : 9.4E+01	0.901	3.9E+05	K _i : 4.4E+01	0.875	1.7E+06	K _i : 2.8E+01	0.878
Completo	3.2E+04	K _b : 4.2E-05	0.748	9.8E+05	K _b : 1.3E-05	0.601	5.4E+06	K _b : 8.5E-06	0.559
Estándar	2.3E+04	K _s : 5.0E+00	0.824	7.1E+05	K _s : 1.9E+01	0.729	3.8E+06	K _s : 1.1E+01	0.673

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

De acuerdo a los resultados, la formación de torta taponante con valores de K_c similares predominó en todas las pruebas y presentó el mayor coeficiente de correlación ($R^2 = 97.1\%$, 98.7% y 99.6% para las pruebas FC8H-P1, FC8H-P2 y FC4H, respectivamente). Sin embargo, los valores de la SCR son altos, confirmando que las curvas ajustadas no describen adecuadamente la trayectoria de los datos experimentales obtenidos en todas las pruebas de filtración continua, sugiriendo que el taponamiento de la membrana no es causado por un mecanismo particular sino por la combinación de varios mecanismos (formación de torta taponante e intermedio) durante el periodo de operación.

En las pruebas se presentaron diferentes etapas durante el periodo experimental. Las pruebas de FC8H se iniciaron con una tasa de incremento de la PTM muy alta (1.9 y 1.4 kPa/min para P1 y P2) durante los primeros minutos (7 y 5 minutos para P1 y P2), seguido de periodos con tasas de incremento de la PTM menores, hasta llegar a un estado relativamente estable al final del periodo experimental (0.05 y 0.02 kPa/min para P1 y P2). La prueba FC4H se inició con una tasa de incremento de la PTM alta (0.12 kPa/min) durante los

primeros once (11) minutos y finalizó con un dp/dt de 0.02 kPa/min. Liu y Kim (2008) observaron este comportamiento durante la filtración de agua sintética y determinaron el mecanismo de taponamiento para cada una de las etapas que se presentaron durante el periodo de operación.

En forma similar a lo aplicado por Liu y Kim (2008), se dividieron los datos de las tres pruebas de filtración continua para identificar el mecanismo de taponamiento en diferentes periodos, teniendo como criterio de división el cambio en la tasa de incremento de la PTM. De acuerdo con las tendencias observadas en las curvas de incremento de la PTM normalizada (P/P_0), las pruebas FC8H 1 y 2 se dividieron en tres y cuatro periodos, respectivamente, mientras que la prueba FC4H se analizó en dos tramos. Los resultados de los parámetros ajustados y el error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo son resumidos en las Tablas 4.7, 4.8 y 4.9.

Tabla 4.7. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en la prueba FC8H – P1.

	Primer periodo			Segundo periodo			Tercer periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	3.5E-01	K_c : 5.6E+09	0.993	1.9E-01	K_c : 7.6E+07	0.949	2.0E+00	K_c : 1.4E+07	0.996
Intermedio	6.2E+00	K_i : 3.2E+03	0.944	3.2E-01	K_i : 8.8E+01	0.934	9.5E-01	K_i : 1.6E+01	0.998
Completo	2.5E+01	K_b : 2.0E-03	0.830	4.9E-01	K_b : 1.0E-04	0.915	3.3E-01	K_b : 1.9E-05	0.997
Estándar	1.4E+01	K_s : 2.3E+03	0.892	4.0E-01	K_s : 9.0E+01	0.925	5.7E-01	K_s : 1.7E+01	0.998

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla 4.8. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en la prueba FC8H – P2.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	1.6E+00	K_c : 1.5E+10	0.988	2.2E-02	K_c : 1.2E+08	0.953
Intermedio	8.0E+00	K_i : 6.3E+03	0.938	2.1E-02	K_i : 1.4E+02	0.949
Completo	3.3E+01	K_b : 3.3E-03	0.627	1.9E-02	K_b : 1.7E-04	0.945
Estándar	2.0E+01	K_s : 3.9E+03	0.854	2.0E-02	K_s : 1.4E+02	0.947
Modelo	Tercer periodo			Cuarto periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	2.0E+00	K_c : 9.0E+07	0.995	1.9E+01	K_c : 1.2E+07	0.993
Intermedio	2.6E+00	K_i : 7.4E+01	0.980	4.0E+00	K_i : 1.0E+01	0.995
Completo	1.3E+01	K_b : 6.1E-05	0.943	2.5E+01	K_b : 8.8E-06	0.982
Estándar	6.1E+00	K_s : 6.0E+01	0.965	8.6E+00	K_s : 8.5E+00	0.991

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla 4.9. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en la prueba FC4H

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	3.2E-02	K _c : 7.0E+08	0.990	5.0E+02	K _c : 5.3E+07	0.996
Intermedio	8.7E-02	K _i : 7.3E+02	0.982	2.0E+04	K _i : 1.7E+01	0.946
Completo	2.3E-01	K _b : 7.8E-04	0.964	8.8E+04	K _b : 8.2E-06	0.747
Estándar	1.5E-01	K _s : 6.3E+02	0.975	5.1E+04	K _s : 9.4E+00	0.856

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

El análisis de los resultados con el modelo de las leyes de bloqueo en cada fase muestra que en la prueba FC4H predominó el modelo correspondiente a formación de torta taponante en los dos tramos pero con distintos valores de los parámetros ajustados. El valor de K_c varió de $3.9E+09$ en el primer periodo a $5.3E+07$ en el segundo, confirmando que el mayor incremento de la PTM se presentó en el primer periodo. Por su parte, en las pruebas de FC8H el mejor coeficiente de correlación se obtuvo para la formación de torta taponante en los primeros periodos, mientras que en el último periodo parece no existir un predominio notorio de un mecanismo, ya que los coeficientes de correlación presentan valores similares.

Por otro lado, comparando los valores de error de ajuste obtenidos al evaluar el tiempo total de filtración y por periodos, es notorio el descenso logrado en estos, ya que disminuyeron de valores de $E+05$ a $E-01$ en la prueba FC8H, exhibiendo un mejor ajuste de los modelos cuando se secciona la prueba de filtración. Sin embargo, a pesar de que disminuyó la SCR el coeficiente de correlación no mejoró con respecto al obtenido en el análisis hecho con todo el tiempo experimental.

Cho y Fane (2002) sugieren que bajo condiciones de flux subcrítico, el taponamiento superficial se debe a la formación de condiciones de flux supercrítico localizados en algunas áreas de la membrana debido al taponamiento de los poros de esta. Los mecanismos de taponamiento obtenidos en los diferentes periodos de las pruebas de filtración continua con el modelo de las leyes de bloqueo, revelan que no hubo diferencias en estos al cambiar el TRH, ya que en todas las pruebas prevaleció el modelo de formación de torta taponante y no se evidenció taponamiento estándar, lo que indica que no hubo bloqueo interno de los poros de la membrana.

Teniendo en cuenta que el MLB no arrojó resultados concluyentes, los modelos combinados propuestos por Bolton *et al.* (2006a), presentados en el inciso 1.3.5, fueron también aplicados a los datos experimentales. En el inciso 1 del anexo se presentan las figuras y tablas correspondientes a la aplicación de los modelos combinados a las pruebas de filtración continua. Adicionalmente se presentan los resultados obtenidos en los diferentes

periodos establecidos anteriormente para comparar con el modelo de las leyes de bloqueo. Las Tablas 4.10 y 4.11 muestran el resumen de los coeficientes de correlación obtenidos con los dos modelos aplicados, teniendo en cuenta la totalidad del tiempo de filtración (Tabla 4.10) y los diferentes periodos evaluados en cada prueba (Tabla 4.11). Los valores en **negrita** y **subrayados** representan el mejor ajuste obtenido.

Tabla 4.10. Coeficientes de correlación en pruebas de filtración continua

Modelos de las leyes de bloqueo			
	FC8H-P1	FC8H-P2	FC4H
TT	<u>0.971</u>	<u>0.987</u>	<u>0.996</u>
I	0.901	0.875	0.878
C	0.748	0.601	0.559
E	0.824	0.729	0.673
Modelos combinados			
	FC8H-P1	FC8H-P2	FC4H
TT-C	0.903	0.976	<u>0.996</u>
TT-I	0.907	0.970	0.992
CE	0.799	0.730	0.667
IE	0.873	0.899	0.951
TT-E	<u>0.971</u>	<u>0.987</u>	<u>0.996</u>

Tabla 4.11. Coeficientes de correlación en cada periodo de las pruebas de filtración continua

FC8H-P1			FC8H-P2				FC4H		
Modelos de las leyes de bloqueo									
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 4	Periodo 1	Periodo 2
TT	0.993	0.949	0.996	0.988	0.953	0.995	0.993	0.990	0.996
I	0.944	0.934	0.998	0.939	0.949	0.980	0.995	0.982	0.946
C	0.830	0.915	0.997	0.627	0.945	0.943	0.982	0.964	0.747
E	0.893	0.925	0.998	0.854	0.947	0.965	0.991	0.975	0.856
Modelos combinados									
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 4	Periodo 1	Periodo 2
TT-C	0.996	0.983	0.998	0.988	0.966	0.994	0.990	0.941	0.996
TT-I	0.996	0.985	0.998	0.986	0.949	0.990	0.995	0.924	0.996
CE	0.892	0.925	0.998	0.883	0.947	0.965	0.991	0.785	0.856
IE	0.989	0.984	0.998	0.980	0.947	0.993	0.995	0.864	0.982
TT-E	0.992	0.949	0.997	0.986	0.952	0.991	0.995	0.906	0.996

En las pruebas FC8H-P1 y FC8H-P2 la SCR fue menor para el modelo torta taponante-completo, sin embargo, el mejor coeficiente de correlación se obtuvo con el modelo torta taponante-estándar. Por su parte, en la prueba FC4H la SCR fue menor para el modelo torta taponante-intermedio y el mayor coeficiente de correlación se obtuvo con los modelos torta taponante-completo y torta taponante-estándar. Sin embargo, el ajuste de los datos fue igual al obtenido con los mecanismos de las leyes del bloqueo para la formación de torta taponante.

Al igual que con los mecanismos de las leyes de bloqueo, el modelo de Bolton *et al.* (2006a) aplicado en cada fase sugirió el predominio de los modelos combinados que incluyen la formación de torta taponante en los primeros periodos mientras que en el último periodo parece no existir un predominio notorio de un mecanismo. No obstante, la SCR y el coeficiente de correlación del mecanismo predominante en cada periodo no fue significativamente mejor que la obtenida con el modelo de las leyes de bloqueo, lo que indica que un modelo no fue superior al otro, en términos de ajuste estadístico.

Las imágenes obtenidas con el microscopio de barrido electrónico (MEB), Figuras 4.25 y 4.26, confirman el taponamiento superficial encontrado en las membranas. En la Figura 4.25, la micrografía (a) muestra la capa taponante formada sobre la superficie de la membrana, así como algunos pequeños flóculos adheridos a ésta. En la micrografía (b) se aprecia el crecimiento de algunos microorganismos mientras que en la micrografía (c) se encontraron sustancias inorgánicas precipitadas sobre la superficie de la membrana. En la micrografía (d) y en la Figura 4.26 se pueden ver fisuras en la capa taponante que permitían en algunos casos visualizar la membrana, así como diferentes tipos de microorganismos y compuestos inorgánicos.

De acuerdo a los resultados de EDX presentados en la Figura 4.27, se tuvo presencia de carbono y oxígeno asociados con la presencia de material orgánico y los microorganismos depositados sobre la membrana, además de sustancias inorgánicas como calcio, fósforo y azufre, compuestos presentes en el agua residual, flúor ligado al material de la membrana (fluoruro de polivinildieno) y oro relacionado con el recubrimiento hecho a las muestras. La presencia de calcio y otros cationes pueden afectar el taponamiento de la membrana, ya que se pueden enlazar con PMS y producir macro-estructuras en la capa taponante que puede permanecer después de procedimientos convencionales de limpieza (Herrera-Robledo *et al.*, 2010; Mayer *et al.*, 1999b).

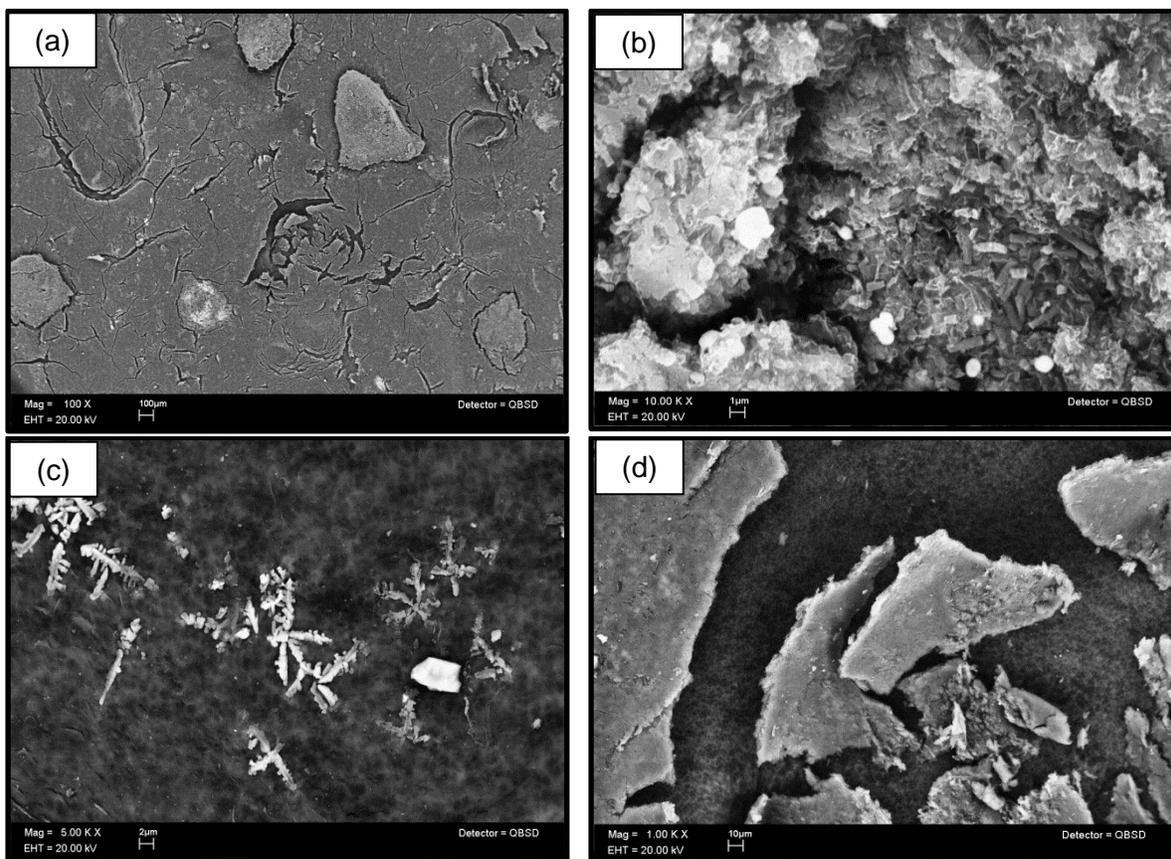


Figura 4.25. Imágenes del MEB de la membrana taponada en las pruebas FC8H

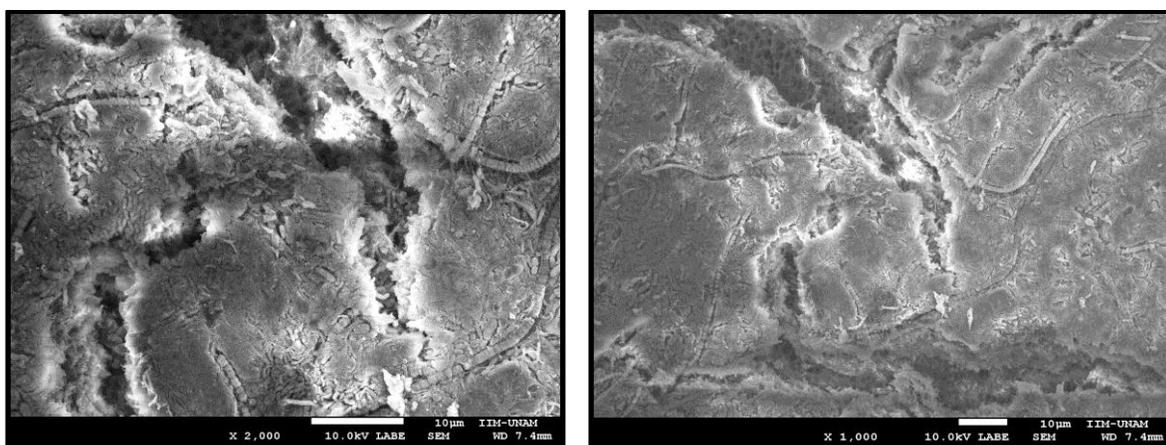


Figura 4.26. Imágenes del MEB de la membrana taponada en la prueba FC4H

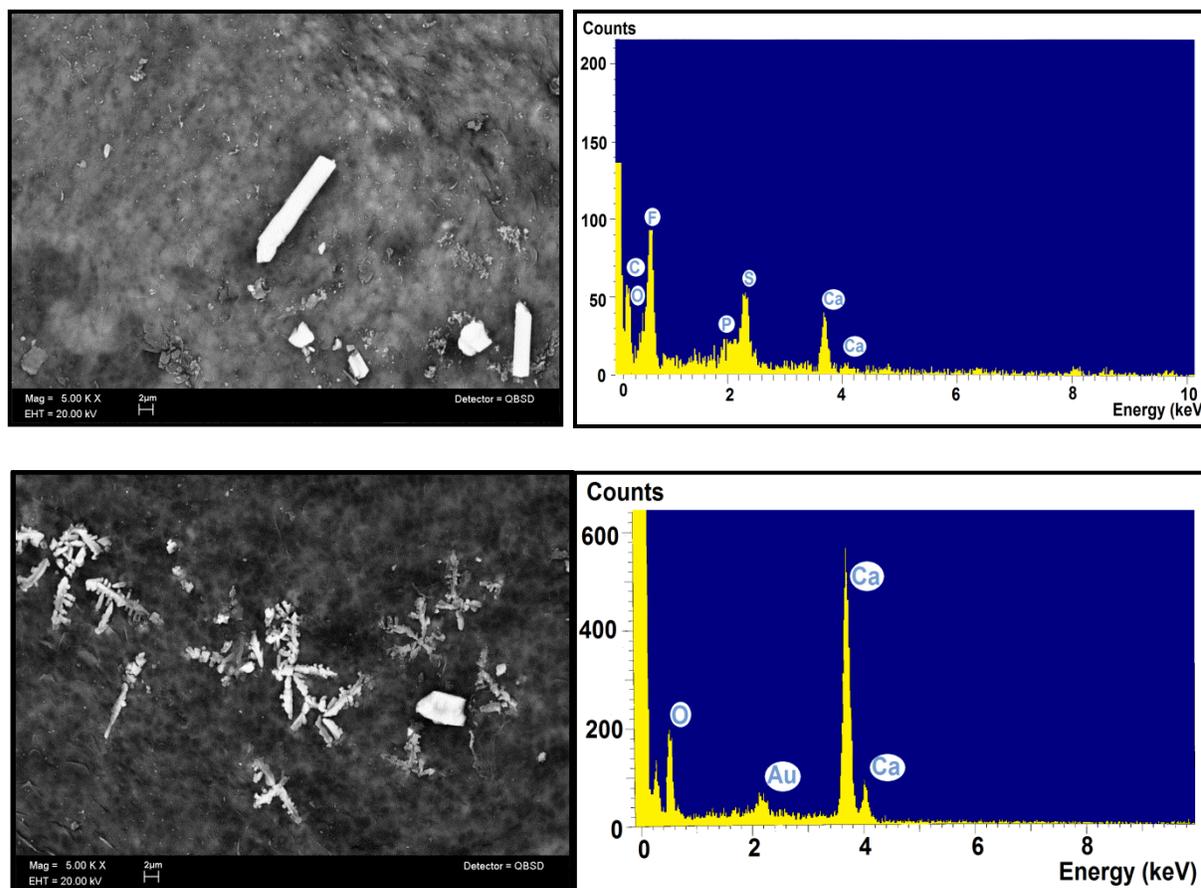


Figura 4.27. EDX obtenido en la prueba FC8H

4.2.2 Filtración intermitente

4.2.2.1 Análisis de parámetros de seguimiento

La Tabla 4.12 presenta los resultados obtenidos en las pruebas de filtración intermitente y en la Figura 4.28 se presentan las remociones de DQO obtenidas. Durante el periodo de operación, la temperatura varió entre 21°C y 24°C y los valores de pH estuvieron alrededor de 8.0 unidades. Como se esperaba, la alcalinidad fue producida en el reactor UASB (320 mg $\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ en el influente vs. 535 mg $\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ en el efluente); la relación de alcalinidades (α) estuvo por encima de 0.7, indicando estabilidad en el proceso de digestión anaerobia. Las concentraciones de DQO en el efluente del reactor UASB para las condiciones FI10N y FI4 fueron ligeramente menores debido principalmente al incremento de la temperatura en estas dos pruebas. La remoción promedio de DQO obtenida en el reactor UASB varió entre 92.7% y 95.0% y tuvo una correlación positiva significativa con la temperatura ($r_p = 0.89$). Basados en las concentraciones de DQO en el influente y el

permeado, las remociones promedio de DQO total fueron de 96.5, 98.0, 96.3 y 98.3% para las condiciones FI10, FI10N, FI4 y FI4N, respectivamente.

Tabla 4.12. Desempeño general en las pruebas de filtración intermitente

Parámetro	Influente	FI10		FI10N		FI4		FI4N	
		Efluente	Permeado	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado
T (°C)	22 ± 2	21 ± 1	21 ± 1	24 ± 1	24 ± 1	24 ± 1	24 ± 1	22 ± 1	22 ± 1
pH (unidades)	7.6 ± 0.5	7.9 ± 0.1	8.3 ± 0.1	8.1 ± 0.1	8.4 ± 0.1	8.0 ± 0.1	8.0 ± 0.2	8.4 ± 0.1	8.5 ± 0.1
DQO _t (mg·L ⁻¹)	452 ± 33	33 ± 3	16 ± 4	29 ± 6	9 ± 3	24 ± 3	18 ± 4	34 ± 6	7.7 ± 2.9
SST (mg·L ⁻¹)	14 ± 5	21 ± 5	<LD	30 ± 3	<LD	19 ± 2	<LD	28 ± 5	<LD
SSV (mg·L ⁻¹)	9 ± 5	16 ± 2	<LD	20 ± 4	<LD	15 ± 3	<LD	24 ± 7	<LD
SDT (mg·L ⁻¹)	1140±151	843 ± 17	783 ± 22	830 ± 18	824 ± 27	815 ± 13	804 ± 25	918 ± 156	886 ± 106
SDV (mg·L ⁻¹)	427 ± 88	109 ± 23	94 ± 9	160 ± 38	142 ± 38	125 ± 29	104 ± 45	170 ± 66	152 ± 26

Nota: FI10 = 10 min on – 1 min off sin burbujeo de gas FI4 = 4 min on – 1 min off sin burbujeo de gas
 FI10N = 10 min on – 1 min off con burbujeo de gas FI4N = 4 min on – 1 min off con burbujeo de gas

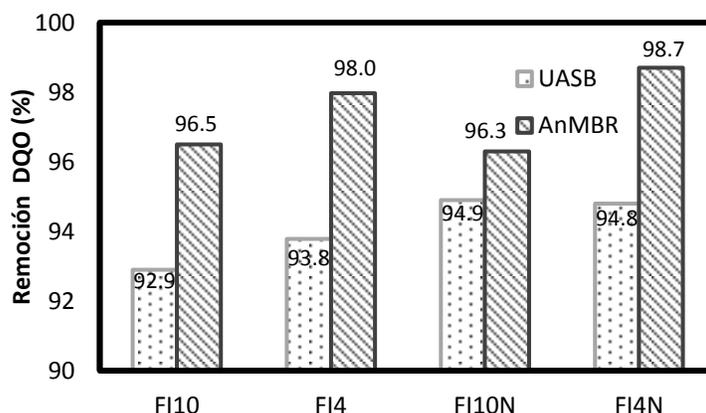


Figura 4.28. Remoción de DQO en pruebas de filtración intermitente

Como se esperaba, el reactor UASB removió la mayor parte de la DQO del influente; sin embargo, considerando únicamente la membrana, ésta removió el 50.8, 26.7, 65.8 y 75.4% de la DQO que llegaba del reactor anaerobio, para las condiciones FI10, FI10N, FI4 y FI4N, respectivamente indicando retención de material soluble y particulado sobre la membrana. Este comportamiento también fue observado por Hu y Stuckey (2006) en bio-reactores de

membrana sumergida con membranas de microfiltración y burbujeo de gas bajo condiciones mesofílicas.

En el efluente del reactor UASB, los sólidos totales, volátiles totales, suspendidos totales y suspendido volátiles presentaron concentraciones ligeramente mayores para la condición de FI10N y FI4N, debido a la resuspensión de partículas de la cama de lodos causada por la mezcla interna provocada por el burbujeo de gas. En el permeado se encontró presencia de partículas suspendidas debido a su desprendimiento de los accesorios del conducto que estaban en contacto con el flujo y en los cuales se presentó crecimiento de biopelículas. La prueba ANOVA confirmó que hubo diferencias estadísticas significativas entre los valores promedio de los sólidos suspendidos en el efluente del reactor UASB obtenidos en las pruebas con y sin burbujeo de gas. Sin embargo, en todos los casos, la concentración de sólidos suspendidos en el efluente del reactor UASB fue inferior a $35 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y no aumentó con el tiempo.

Martin-García *et al.* (2011) reportaron que la concentración de sólidos suspendidos en el efluente del reactor UASB no incrementó, debido a la filtración de una fracción del flujo del efluente. En este estudio se filtró un 8% del efluente del reactor el cual no permitió la acumulación de biomasa dentro del reactor, ya que gran parte de esta era descargada en el efluente.

4.2.2.2 Comparación de las condiciones de filtración

Las Figuras 4.29 y 4.30 muestran la evolución de la PTM promedio en las pruebas sin y con burbujeo de nitrógeno. El tiempo transcurrido para alcanzar los 40 kPa para las condiciones FI10 y FI4 fue de 32 y 52 horas, respectivamente, comparado a 20.3 horas que duró la prueba de filtración continua. Sin embargo, los tiempos de filtración fueron más cortos que los reportados por otros autores que evaluaron reactores UASB con membrana sumergida (Wen *et al.*, 1999), probablemente debido al límite de PTM para este experimento y la configuración del reactor. Cuando el burbujeo de gas fue introducido (condiciones FI10N y FI4N), las corridas de filtración duraron 10 veces más, indicando que el burbujeo de nitrógeno mejoró notoriamente el funcionamiento de la filtración, bajando la PTM a flux constante.

El flux permeado para las condiciones FI10N y FI4N se comportó estable a lo largo de las corridas de filtración ($4.2 \pm 0.2 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ para FI10 y $5.2 \pm 0.4 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ para FI4). Sin embargo, para las condiciones FI10N y FI4N, la velocidad de la bomba de succión del permeado tuvo que ser ajustada frecuentemente para mantener el flux constante. Lin *et al.* (2010) reportaron que la PTM por encima de 30kPa es considerada el límite práctico para mantener flux constante en sistemas BRAM, siendo necesario para la operación del reactor y realizar una limpieza física de la membrana cuando la PTM alcanzaba los 35 kPa. Sin

embargo, en las corridas realizadas con burbujeo de nitrógeno, fue difícil mantener un flux constante para valores de PTM superiores a los 10 kPa.

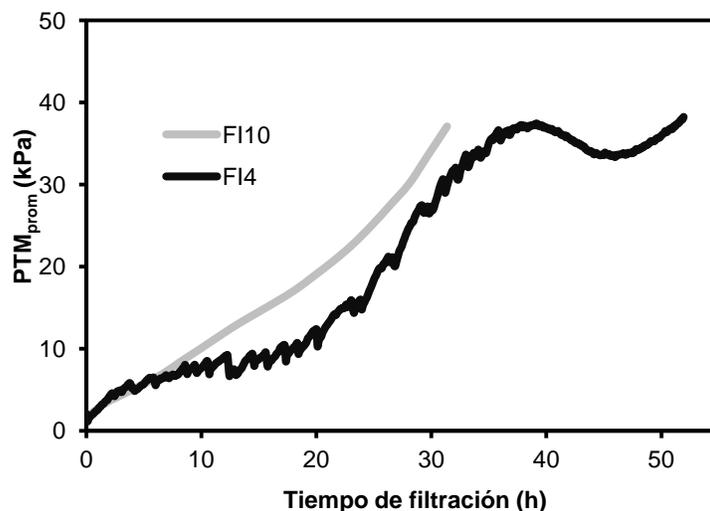


Figura 4.29. PTM en pruebas de filtración intermitente sin burbujeo

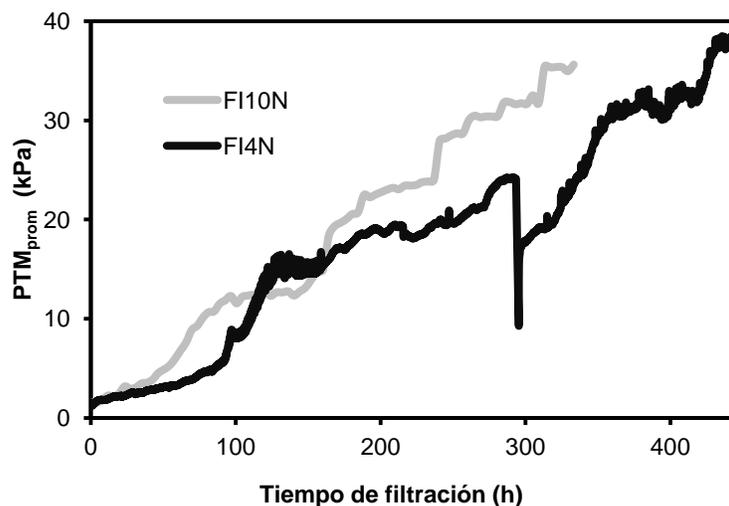


Figura 4.30. PTM en pruebas de filtración intermitente con burbujeo

Antes y después de cada prueba, se determinó la resistencia de la membrana (R_m) y la resistencia total (R_t). Los valores de R_m para la membrana limpia fueron $1.48E12 \text{ m}^{-1}$, $1.59E12 \text{ m}^{-1}$, $9.9E11 \text{ m}^{-1}$ y $1.22E12 \text{ m}^{-1}$ para las condiciones FI10, FI10N, FI4 y FI4N, respectivamente. Las Figuras 4.31 y 4.32 muestran los resultados de la relación R_t/R_m para las condiciones probadas. De acuerdo a la Figura 4.31, la relación R_t/R_m alcanzó valores similares para la condición FI10 y FI4, sin embargo, al final de la prueba la relación R_t/R_m presentó valores más altos en la condición FI4 debido a la diferencia en las R_m de las dos

condiciones. La Figura 4.32 muestra que la acción del burbujeo de gas durante el periodo de relajación permitió que el tiempo de filtración tuviera un orden de magnitud más alto que las pruebas sin la operación de éste. El tiempo de relajación redujo la compresión de la capa taponante, favoreciendo la fuerza de corte provocada por el burbujeo de gas. La remoción de partículas depositadas sobre la superficie de la membrana por las fuerzas de corte inducidas por el burbujeo de gas ha sido reportada por otros autores en bio-reactores aerobios de membrana (Ndinisa *et al.*, 2006).

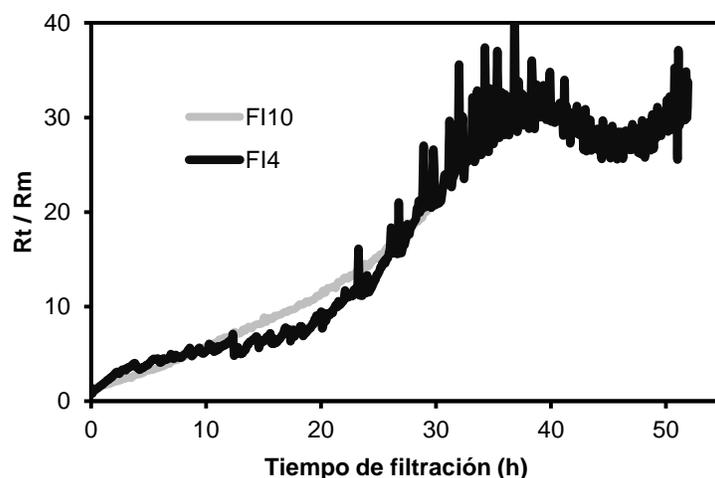


Figura 4.31. R_t/R_m en pruebas de filtración intermitente sin burbujeo

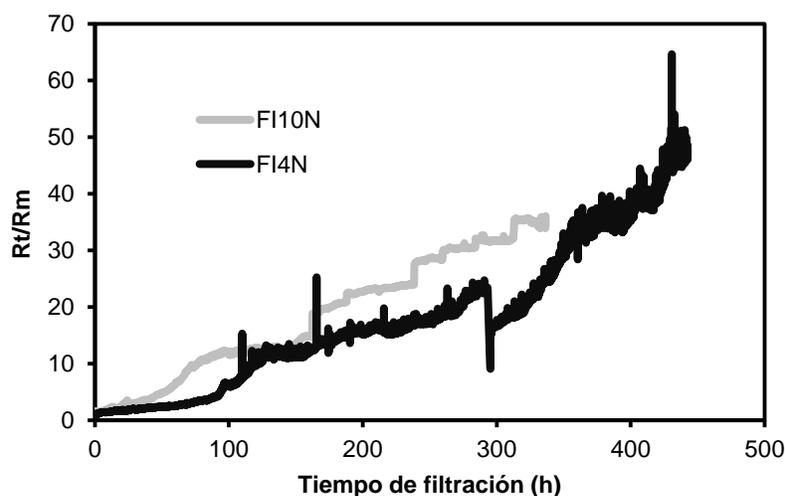


Figura 4.32. R_t/R_m en pruebas de filtración intermitente con burbujeo

La condición FI4N tuvo valores menores de R_t/R_m durante toda la corrida de filtración debido al menor tiempo de filtración transcurrido entre periodos de relajación (4 min vs. 10 min), por lo tanto las condiciones FI4 y FI4N tuvieron periodos de relajación más frecuentes que las condiciones FI10 y FI10N. Estas diferencias operacionales pueden haber producido una

capa taponante menos compacta que fue fácilmente removida con el burbujeo de gas en el caso FI4N. Relacionado estos resultados, An *et al.* (2010) encontraron que la filtración intermitente fue más efectiva cuando el tiempo de relajación aplicado fue mayor, debido que la capa taponante formada tenía una estructura más flexible.

Para determinar la compresibilidad de la capa taponante formada en cada prueba, se calculó la resistencia específica de la torta taponante (α) y la tasa de taponamiento al finalizar cada experimento, los resultados obtenidos se muestran en la Figura 4.33. Los resultados muestran que bajo las condiciones experimentadas, la resistencia específica disminuyó de $9.3E15$ a $5.8E15$ cuando la filtración intermitente sin burbujeo de gas cambió del modo 10 on – 1 off al modo 4 on – 1 off, sin embargo, cuando el burbujeo de gas fue introducido, el descenso en los dos parámetros calculados fue más notorio ya que bajó de $1.1E15$ a $9.5E10$. En la prueba FI4N se obtuvo la menor resistencia específica y tasa de taponamiento, indicando una menor compresibilidad de la torta taponante debido a la turbulencia generada por el burbujeo de gas y a la mayor frecuencia de los periodos de relajación. Estos valores coinciden con los reportados por otros autores al filtrar aguas de baja carga en membranas de ultrafiltración (Lodge *et al.*, 2004; Zheng *et al.*, 2010).

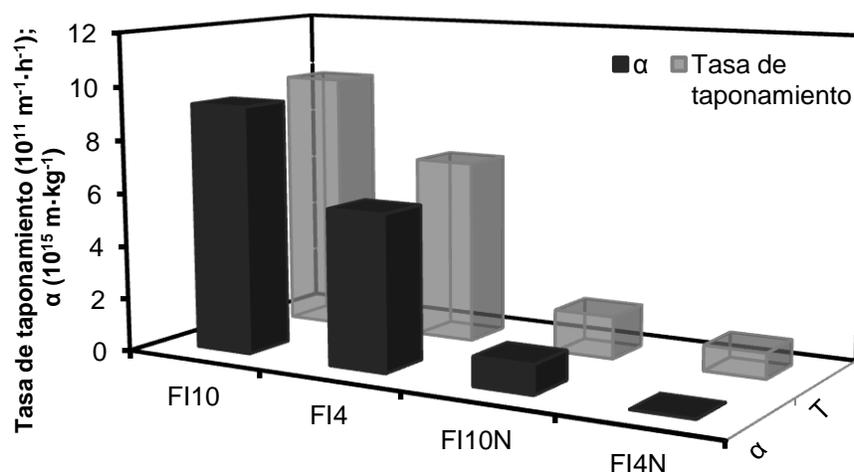


Figura 4.33. Resistencia específica y tasa de taponamiento en pruebas de filtración intermitente con agua residual sintética

Considerando que las corridas de filtración tienen diferentes duraciones, se realizó una comparación de la resistencia al taponamiento (R_f) hasta las 36 horas de filtración (Ver Figura 4.34). El sistema mostró una resistencia a la filtración mucho más alta para la condición de filtración continua y filtración intermitente sin burbujeo de nitrógeno, en comparación con las pruebas en las que se incluía el burbujeo de gas. Yeo *et al.* (2006) encontraron que el burbujeo de aire inducía un incremento en la desviación estándar de las

velocidades del líquido y éste parecía mejorar el funcionamiento de la filtración, bajando la PTM a flux constante.

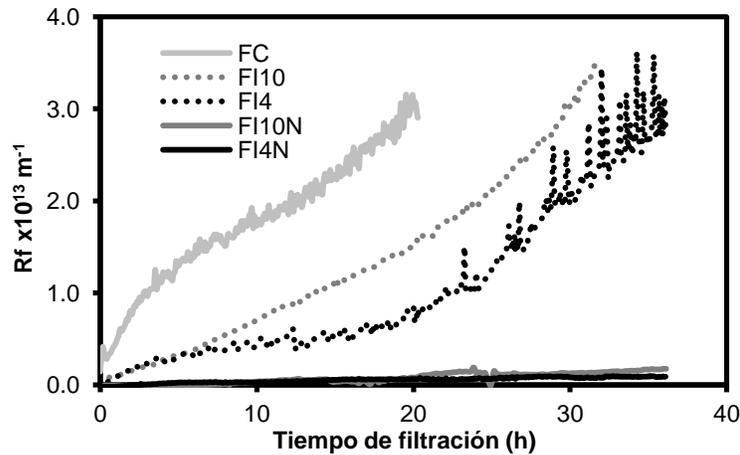


Figura 4.34. Resistencia al taponamiento a 36 horas de filtración

4.2.2.3 Régimen de flujo en el reactor UASB

Como se mencionó en la metodología, se realizaron ensayos de trazadores para determinar el tipo de flujo en el reactor UASB. Las Figuras 4.35 y 4.36 muestran la curva promedio de tendencia de trazador (CTT) con el tiempo obtenida para las condiciones de filtración intermitente sin y con gas, respectivamente. Teniendo en cuenta estas figuras se determinaron los parámetros y las relaciones que se presentan en la Tabla 4.13 para evaluar el comportamiento del flujo en el reactor.

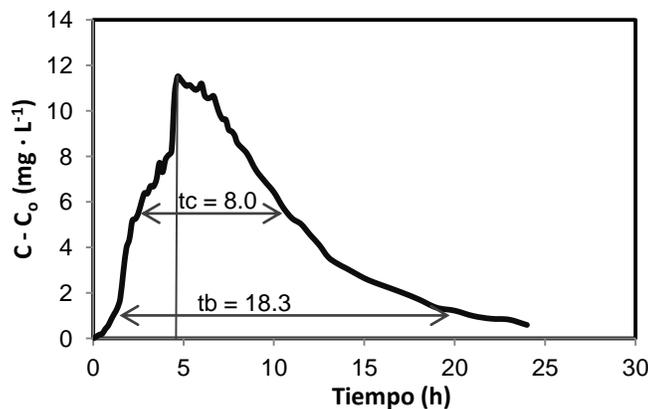


Figura 4.35. CTT sin burbujeo de gas

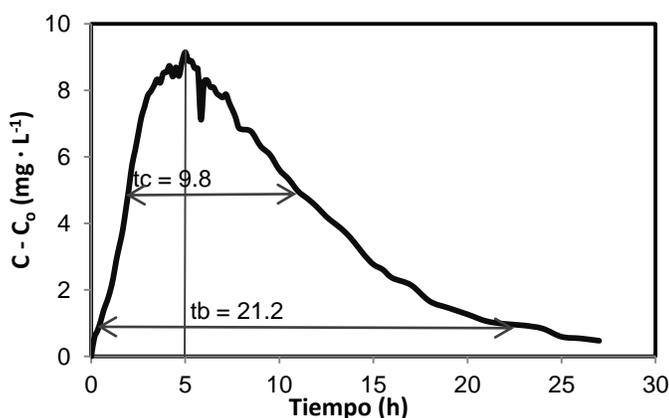


Figura 4.36. CTT con burbujeo de gas

Tabla 4.13. Criterios de evaluación a partir de la CTT

Prueba sin burbujeo				Prueba con burbujeo			
Parámetro		Relación		Parámetro		Relación	
t_p	4.7	t_p / t_0	0.6	t_p	5	t_p / t_0	0.6
t_i	0.17	t_i / t_0	0.02	t_i	0.17	t_i / t_0	0.02
t_c	8.0	t_c / t_0	1.0	t_c	9.8	t_c / t_0	1.2
t_b	18.3	t_b / t_0	2.3	t_b	21.2	t_b / t_0	2.6
t_m	5.8	t_m / t_0	0.7	t_m	5.8	t_m / t_0	0.7
		e	1.8			e	2.1
		l_M	4.1			l_M	5.1

 $t_0 = 8$ horas

De acuerdo con las definiciones y criterios presentados en el capítulo de Materiales y Métodos, los valores obtenidos de las relaciones de tiempo muestran que no hay un claro predominio de un tipo de flujo en las dos condiciones. Además, la relación t_i/t_0 menor a 0.3 y el valor menor a la unidad de la relación t_m/t_0 indican la presencia de cortos circuitos o espacios muertos en el reactor. Debido a que en las Figuras 4.35 y 4.36 no se observan picos de concentración del trazador antes del valor máximo C_p , que indiquen la existencia de cortos circuitos y teniendo en cuenta las relaciones t_i/t_0 y t_m/t_0 , puede afirmarse que en el reactor no se presenta este fenómeno y por el contrario hay presencia de zonas muertas.

Los valores de las relaciones t_c/t_0 y t_b/t_0 , además de mostrar la tendencia de flujo con mezcla completa, también indicaron la presencia de procesos de difusión debidos a corrientes de inercia (turbulencia) y recirculaciones en el reactor. La excentricidad (e) de la curva que está en función de la recirculación del flujo en el interior del reactor (Perez Carrión, 1992) y el índice de Morril, sugieren la presencia y predominio de flujo con mezcla completa.

A partir del área de las Figuras 4.35 y 4.36, se calculó la función de distribución del tiempo de residencia $E(t)$, obteniéndose el valor del TRH experimental para las dos condiciones, 9.2 y 8.8 horas para las pruebas de filtración intermitente con y sin burbujeo de gas, respectivamente. De acuerdo a estos resultados, el burbujeo de gas afecta el TRH real en el reactor UASB, al generar recirculación interna dentro de éste.

Para la aplicación del modelo de Wolf – Resnick se procesaron los datos experimentales con el fin de calcular las fracciones $1-F(t)$ y t/t_0 . Las Figuras 4.37 y 4.38 muestran la curva $1-F(t)$ vs. t/t_0 obtenida para la pruebas de filtración intermitente sin gas y con gas, respectivamente. La figura permite calcular las variables θ y α que facilitan el cálculo de las fracciones de flujo a pistón (P), mezcla completa (M) y zonas muertas (m). La Tabla 4.14 presenta los resultados de la aplicación del modelo de Wolf-Resnick. De acuerdo a los resultados obtenidos con la aplicación del modelo, se observó que el reactor presenta un régimen hidráulico de flujo dual o combinado con un ligero predominio de la fracción de flujo a pistón en la condición sin burbujeo de gas y de mezcla completa cuando se utilizó el burbujeo. Respecto a la fracción de zonas muertas, el modelo indica un porcentaje mayor en las pruebas con burbujeo de gas, lo cual puede deberse a una recirculación interna en el reactor. Por otro lado, teniendo en cuenta el TRH real (9.2 y 8.8 horas para las condiciones con y sin burbujeo, respectivamente), se calculó el valor de $F(t)$, correspondiente a la fracción removida o eficiencia de remoción del reactor. El resultado muestra que ésta fue mayor bajo la condición con burbujeo de gas, coincidiendo con el seguimiento realizado al reactor UASB.

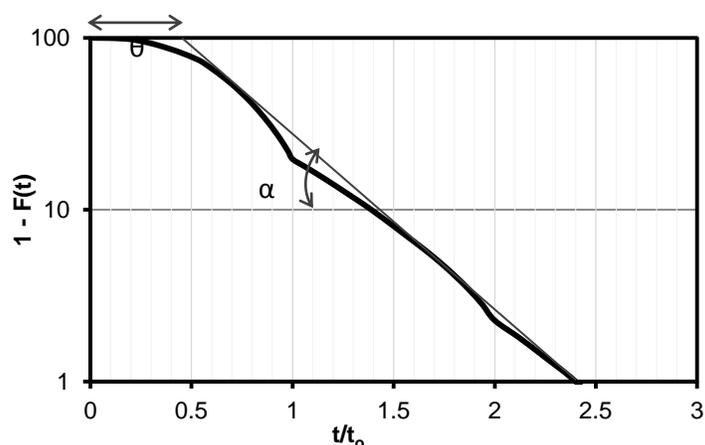


Figura 4.37. Curva $1-F(t)$ vs tiempo para prueba sin burbujeo de gas

Tabla 4.14. Aplicación del modelo de Wolf-Resnick

Prueba	θ	α	p	Zona muerta (m) %	Fracción mezcla completa (M) %	Fracción flujo pistón (P) %	n	$F(t)$
Sin gas	0.48	0.81	0.51	0.06	0.46	0.48	2.17	2.52
Con gas	0.36	0.73	0.48	0.24	0.40	0.36	0.74	0.86

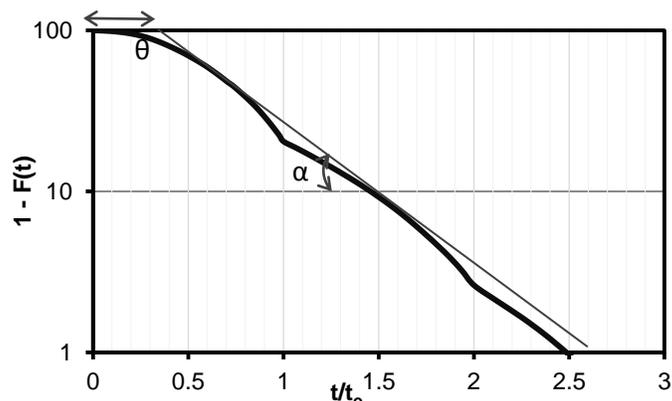


Figura 4.38. Curva 1-F(t) vs tiempo para prueba con burbujeo de gas

Adicionalmente el coeficiente de dispersión (CD) fue de 0.27 y 0.48 para las condiciones sin y con burbujeo de gas indicando que el reactor presenta un grado de dispersión mayor con la presencia del burbujeo y confirmando la combinación de flujo pistón y mezcla completa.

Teniendo en cuenta que el estudio de trazadores no proporcionó información convincente acerca de las diferencias en el tipo de flujo para las dos condiciones probadas, se calculó el número de Reynolds de acuerdo a la ecuación correspondiente para cada circunstancia. Para las dos condiciones se tuvo una velocidad ascensional (V_L) de 0.12 m/h y para la prueba con burbujeo de nitrógeno, la velocidad de las burbujas (V_G) fue de 0.2 m/s, la cual fue determinada con la técnica del BIV, como se menciona en el capítulo de Material y Métodos. La Figura 4.39 muestra una imagen tomada de la parte superior del reactor UASB y una representación gráfica de la velocidad media vertical de las burbujas de nitrógeno, obtenidas con la técnica del BIV.

El número de Reynolds fue evaluado para las cuatro condiciones. Para las condiciones F110N y F14N éste fue calculado para el periodo en el cual el burbujeo de nitrógeno fue aplicado. El número de Reynolds obtenido para las pruebas F110 y F14 fue 2.6 y 2.8, respectivamente, indicando flujo laminar debido a la velocidad ascensional tan baja; sin embargo, para las condiciones F110N y F14N estos valores fueron 16690 y 15930, respectivamente, indicando flujo turbulento y un cambio súbito en el régimen de flujo en la parte superior del reactor UASB. La presencia de flujo turbulento durante el periodo de relajación puede dificultar la deposición de las partículas sobre la superficie de la membrana debido a la fuerza cortante resultante, favoreciendo el retrotransporte de partículas taponantes. Estos resultados están de acuerdo con otros autores quienes confirmaron la importancia de la turbulencia en el funcionamiento de la filtración (Braak *et al.*, 2011; Stephenson *et al.*, 2000).

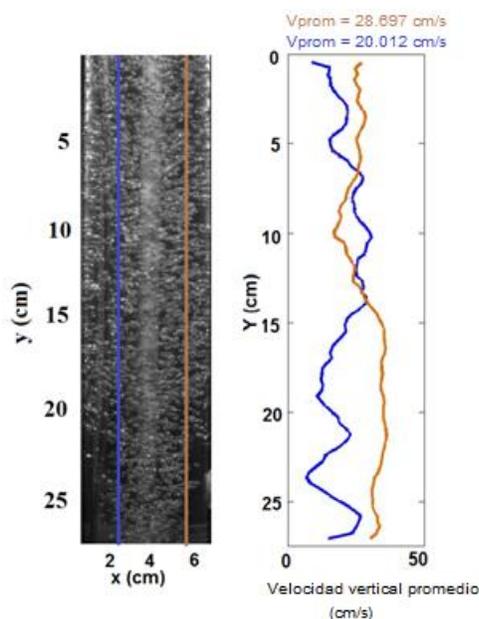


Figura 4.39. Distribución de burbujas en la parte superior del reactor UASB y la correspondiente variación de la velocidad ascensional promedio en ambos lados de la membrana sumergida.

4.2.2.4 Sustancias orgánicas en las pruebas de filtración intermitente

Como se mencionó en las pruebas de filtración continua, los productos microbianos solubles (PMS) y las sustancias poliméricas extracelulares (SPE) han sido reportadas como compuestos que influyen sobre el taponamiento de las membranas (Le-Clech *et al.*, 2006; Liang *et al.*, 2007; Rosenberger *et al.*, 2006)

La Figura 4.40 muestra la concentración total de PMS y SPE en el efluente del reactor UASB y en el filtrado (permeado) para cada condición (sufijos e y f, respectivamente). Como una tendencia general, la concentración de PMSe fue más baja que la de las SPEe. Los valores promedio de PMSe para las condiciones FI10, FI10N, FI4 y FI4N fueron 6.3, 1.6, 2.5 y 2.7 mg COT · L⁻¹, respectivamente. La concentración de SPEe relacionada a los SSV resultó en los siguientes valores, respectivamente: 484.1, 252.5, 168.4 y 119.4 mg COT · g⁻¹ SSV, los cuales son altos en comparación a los obtenidos en bio-reactores de membrana aerobios, debido principalmente a la diferencia en los SSV en el licor mixto aerobio y el efluente del reactor UASB (usualmente mayor a 3 g · L⁻¹ para reactores aerobios y entre 0.015 y 0.025 g · L⁻¹ en el efluente del reactor UASB utilizado en este estudio).

Las concentraciones de PMS en este estudio fueron más bajas que en otros reportes con BRAM tratando agua residual de baja carga (Martin-Garcia *et al.*, 2011; Salazar-Peláez *et al.*, 2011a), probablemente debido a las características del agua residual, la configuración del

reactor y el método usado para medir estas sustancias. Además, las concentraciones de PMS_e y SPE_e en la condición FI10 fueron más altas que en las otras corridas experimentales, lo que podría haber producido el rápido taponamiento determinado en esa prueba. Como se mencionó anteriormente, tal incremento fue probablemente debido al descenso en la temperatura de operación registrada en esa condición, que a su vez redujo la actividad metabólica de los microorganismos anaerobios.

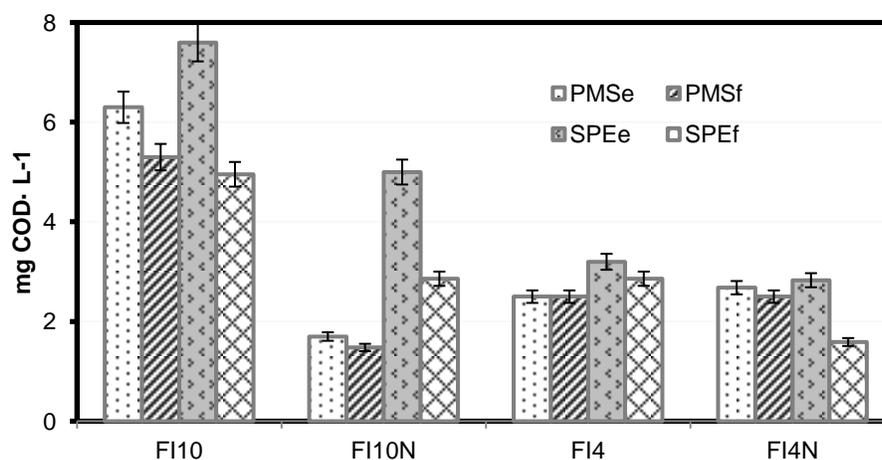


Figura 4.40. PMS y SPE en pruebas de filtración intermitente

Igualmente, hubo diferencias estadísticas significativas entre los valores de PMS_e y SPE_e en la condición FI10 comparado con la respectiva condición con burbujeo de gas (FI10N), la cual confirma su contribución para reducir el taponamiento de la membrana. Sin embargo, para las condiciones FI4 y FI4N no hubo diferencias estadísticas significativas entre los PMS_e y SPE_e, a pesar de las diferencias en tiempo de las corridas de filtración (52 h vs. 443 h, respectivamente). Con estos resultados se identifica a la turbulencia (burbujeo de gas nitrógeno) como una condición de operación más relevante que la concentración de PMS y SPE con respecto al control del taponamiento de la membrana.

De acuerdo con Shon *et al.* (2004), el taponamiento de los poros de las membranas de ultrafiltración ocurre en un corto tiempo si no se aplica un pretratamiento adecuado o las condiciones de operación son optimizadas (*p.e.* burbujeo de gas). Es bien conocido que las partículas, coloides o sustancias disueltas más grandes que el tamaño de poro de la membrana son los mayores taponantes en aguas residuales domésticas que afectan la resistencia a la filtración en procesos de ultrafiltración (Zheng *et al.*, 2009). Las partículas o coloides se consideran como un material que actúa como taponante removible, tomando en cuenta que estas pueden ser removidas por la acción de fuerzas de corte inducidas por burbujeo de gas, si es comparado con las sustancias disueltas las cuales provocan taponamiento irremovible (Te Poele, 2005).

Con respecto a los PMS, Herrera *et al.* (2010) encontraron que el efluente de un reactor UASB que trataba aguas residuales municipales, tenía una distribución de peso molecular bimodal. La fracción con peso molecular mayor al corte de peso molecular de la membrana (100 kDa) constituyó la mayor parte (62%) y la completa retención sobre la membrana era esperada. Por otro lado, una fracción de PMS con tamaño más bajo que el corte de peso molecular de la membrana podía ser adsorbido sobre la superficie o al interior de los poros de la membrana. De hecho como puede verse en la Figura 4.40, en la mayoría de las pruebas realizadas las concentraciones de PMS y SPE en el efluente fueron mayores que en el permeado, indicando que la membrana sirvió como una barrera selectiva para éstas, resultando en rechazo o depósito sobre la superficie de la membrana. Adicionalmente, durante las corridas de filtración no se observó acumulación de PMS y SMP en el efluente, debido a que sólo se filtró una fracción del efluente del reactor UASB (8%) y el resto fue descargado.

De otro lado, la Tabla 4.15 muestra la composición de los PMS y SPE obtenidos para cada una de las corridas, basada sólo en carbohidratos y proteínas. Estos compuestos fueron identificados para evaluar si juegan un papel importante en el taponamiento de las membranas.

Tabla 4.15. Composición y concentración de PMS y SPE en el efluente del UASB en pruebas de filtración intermitente

	Parámetro	F110	F110N	F14	F14N
PMS	Carbohidratos (mg/L)	3.3 ± 0.3	< LD	1.1 ± 0.6	< LD
	Proteínas (mg/L)	0.5 ± 0.1	< LD	1.2 ± 0.2	0.8 ± 0.3
	UV ₂₅₄ (cm ⁻¹)	0.014 ± 0.001	0.019 ± 0.007	0.012 ± 0.005	0.025 ± 0.012
	SUVA (L/mg-cm)	0.2 ± 0.02	1.4 ± 0.7	0.6	0.9 ± 0.4
SPE	Carbohidratos (mg/L)	4.5 ± 1.3	< LD	2.0 ± 0.6	< LD
	Proteínas (mg/L)	0.8 ± 0.3	0.5 ± 0.3	1.1 ± 0.4	0.9 ± 0.4
	UV ₂₅₄ (cm ⁻¹)	0.015 ± 0.005	0.022 ± 0.007	0.014 ± 0.007	0.023 ± 0.006
	SUVA (L/mg-cm)	0.2 ± 0.01	0.5 ± 0.2	0.5	0.8 ± 0.1

De acuerdo con los resultados, los carbohidratos estuvieron por debajo del límite de detección en las pruebas con burbujeo de gas, las cuales mostraron patrones de taponamiento de la membrana más lentos. La prueba ANOVA mostró diferencias significativas en la concentración de carbohidratos entre las corridas con y sin burbujeo de gas. Además los carbohidratos fueron influenciados por variaciones en la temperatura, incrementando su concentración cuando la temperatura disminuyó de 24 °C a 21 °C (PMS_c y SPE_c para F110 fue más alto que para F14). Las fracciones de carbohidratos y proteínas de los PMS y SPE en condiciones con burbujeo de gas fueron más bajas que sin esta condición. De acuerdo a Ognier *et al.* (2004), la adsorción de macromoléculas sobre la

membrana y la deposición dentro de los poros, promueve la reducción del tamaño de poro y el número de poros abiertos para filtrar el flujo. La reducción en el área efectiva de filtración causa un incremento en el flux local y cuando este alcanza valores mayores al flux crítico, la resistencia de la membrana incrementa rápidamente. Los resultados están acordes con otros autores quienes reportan que los carbohidratos son una de las principales causas del taponamiento de las membranas (Dvořák *et al.*, 2011; Rosenberger *et al.*, 2006; Salazar-Peláez *et al.*, 2011a).

Por otro lado, el coeficiente de correlación de Pearson entre las proteínas y la resistencia al taponamiento a las 32 horas de filtración fue determinado como 0.52 y 0.61 para PMS y SMP, respectivamente, indicando una correlación positiva entre estos parámetros y la resistencia al taponamiento. Sin embargo, la correlación fue más alta para los PMSc y las SPEc con Rf ($r_p = 0.8$ para PMSc y $r_p = 0.87$ para SPEc), indicando que los PMSc y las SPEc fueron factores importantes que afectaron la resistencia al taponamiento. Estos resultados sugieren que los PMSc y las SPEc tienen un efecto más grande sobre el taponamiento de la membrana que los PMSp, las SPEp y los compuestos aromáticos. Sin embargo, se necesita más investigación acerca de las sustancias taponantes ya que las corridas de filtración fueron relativamente cortas para todas las condiciones.

La aromaticidad de los PMS y las SPE en el efluente fueron medidas para las cuatro condiciones por medio del SUVA. La prueba ANOVA confirmó que el SUVA de los PMS y las SPE en el efluente tuvieron una diferencia estadística significativa entre las pruebas con y sin burbujeo de gas, indicando que los PMS y las SPE presentes en las pruebas con burbujeo de nitrógeno contenían más compuestos aromáticos. De acuerdo con Dong y Jiang (2009) la producción de PMS aromáticos están más asociados con la lisis y el decaimiento celular, una observación que puede relacionarse con la ausencia de carbohidratos en las corridas FI10N y FI4N, considerando el agotamiento del sustrato bajo estas condiciones. Sin embargo, el transporte de compuestos aromáticos a través de la membrana, sin su retención o acumulación, ha sido reportado por algunos investigadores (Dong y Jiang, 2009; Liang y Song, 2007). Además, los valores del SUVA estuvieron por debajo de 2, sugiriendo que la materia orgánica presente en los PMS y las SPE es dominada por sustancias no húmicas, de bajo peso molecular y con baja hidrofobicidad (Edzwald y Tobiason, 1999).

4.2.2.5 Sustancias inorgánicas en las pruebas de filtración intermitente

En la Tabla 4.16 se presenta el comportamiento del nitrógeno amoniacal (N-NH_4^+), fósforo, calcio y magnesio en el efluente y permeado para todos los experimentos. De acuerdo con estos resultados, el fósforo y calcio presentaron muy baja remoción en las dos pruebas, mientras el nitrógeno y el magnesio no presentaron cambio alguno.

De acuerdo a las bajas concentraciones de nitrógeno amoniacal, fósforo y magnesio presentadas no se espera precipitación de estruvita, ya que el efluente del reactor UASB se

encuentra insaturado con respecto a la estruvita y por lo tanto no se espera precipitación de ésta sobre la membrana. En este mismo sentido, Salazar-Pelaez (2011), demostró que en BRAM que tratan aguas residuales con bajas concentraciones de nitrógeno amoniacal, fósforo y magnesio, es difícil que se presente precipitación de estruvita.

Tabla 4.16. Sustancias inorgánicas en pruebas de filtración intermitente

Parámetro	F110		F110N0		F14N		F14N	
	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado
N-NH ₃ (mg·L ⁻¹)	32.2 ± 3.7	33.1 ± 0.6	33.4 ± 0.9	33.2 ± 0.6	35.3 ± 1.3	35.0 ± 2.0	31.4 ± 1.9	30.5 ± 1.7
Fósforo (mg·L ⁻¹)	10.7 ± 0.4	10.4 ± 0.5	10.5 ± 0.7	10.0 ± 0.2	11.2 ± 0.5	10.8 ± 0.3	10.0 ± 1.1	9.3 ± 1.0
Calcio (mg·L ⁻¹)	21.8 ± 0.1	20.9 ± 1.8	35.7 ± 14.3	26.7 ± 2.5	27.7 ± 6.9	24.0 ± 2.4	23.4 ± 4.2	23.3 ± 3.8
Magnesio (mg·L ⁻¹)	26.5 ± 2.4	26.2 ± 1.1	28.3 ± 0.7	28.3 ± 0.4	28.3 ± 1.3	27.7 ± 0.3	30.6 ± 1.3	30.4 ± 1.2

4.2.2.6 Tamaño de partícula

En la Figura 4.41 se muestra la distribución de tamaño de partícula en el efluente del reactor durante las pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de nitrógeno y en la Tabla 4.17 se presentan los valores del d(0.1), d(0.5) y d(0.9), en los dos días que duró la corrida.

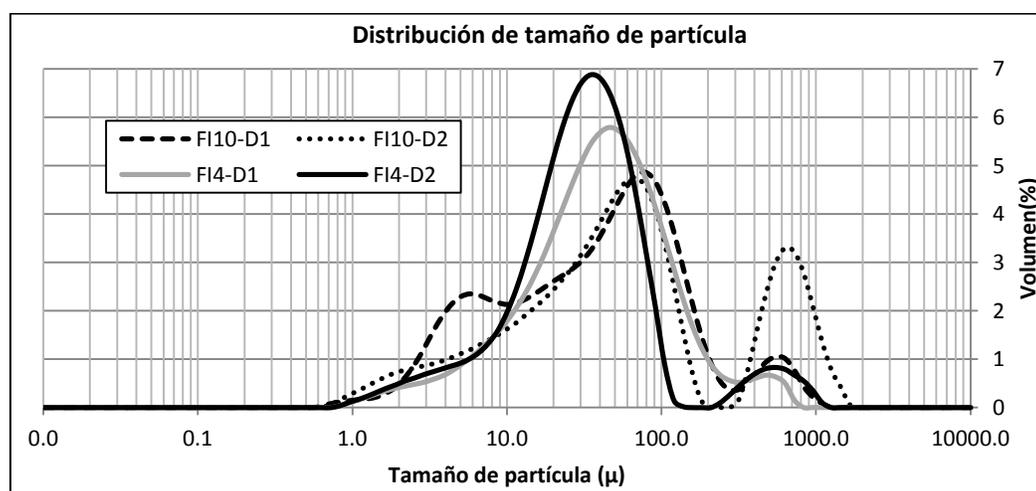


Figura 4.41. DTP en el efluente del reactor UASB - Pruebas sin burbujeo de nitrógeno

Tabla 4.17. Relación de diámetros de partícula (μm) en las pruebas sin burbujeo de gas

Día	FI10			FI4		
	d(0.1)	d(0.5)	d(0.9)	d(0.1)	d(0.5)	d(0.9)
1	5.04	44.67	174.477	8.011	38.281	126.755
2	6.87	48.06	149.493	8.404	33.592	88.52

En los dos casos se registró una distribución de tamaño de partícula bimodal, con un primer pico entre los 40 μm y 70 μm para las pruebas FI4 y FI10, respectivamente, y un segundo pico entre los 500 y 600 μm en las dos pruebas. Las dos pruebas se caracterizaron por la presencia de grandes agregados, los cuales juegan un papel importante en el proceso de formación y estructura de la torta taponante (Lin *et al.*, 2010). De acuerdo al análisis estadístico, no se presentaron diferencias significativas entre las dos pruebas con respecto al el diámetro promedio d(0.5), sin embargo, en lo que respecta al d(0.1), si se presentaron diferencias significativas, ya que en la prueba FI10 hubo mayor cantidad de partículas pequeñas (<6.87 μm), las cuales son generalmente agregados formados por microorganismos, coloides, PMS, SPE y células muertas. Lin *et al.* (2010) reportaron que el d(0.1) tuvo un efecto negativo significativo sobre la tasa de formación de la torta taponante, ya que una mayor cantidad de partículas finas correspondía a tasas de formación más altas. La deposición de partículas sobre la membrana es determinada por el balance de fuerzas que una partícula experimenta hacia y desde la membrana (Jeison y van Lier, 2006a). El flux permeado resulta en una fuerza hacia la membrana y el retrotransporte inducido por la turbulencia da como resultado una fuerza que aleja a la partícula de la membrana. Adicionalmente se ha reportado que las partículas finas se adhieren más fácilmente a la superficie de la membrana comparado a las grandes partículas, contribuyendo con el taponamiento (Bae y Tak, 2005; Choo y Lee, 1996b; Wisniewski y Grasmick, 1998). Por lo tanto, esta mayor cantidad de partículas pequeñas en la prueba FI10, asociado con periodos más largos de filtración (10 min vs. 4 min) pudo haber contribuido al rápido taponamiento que se presentó en esta prueba.

En las Figuras 4.42 y 4.43 se muestra la distribución de tamaño de partícula en el efluente del reactor durante las pruebas de filtración intermitente con burbujeo de nitrógeno, FI10N y FI4N, respectivamente, y en la Tabla 4.18 se presentan los valores del d(0.1), d(0.5) y d(0.9), en los días que duraron las corridas.

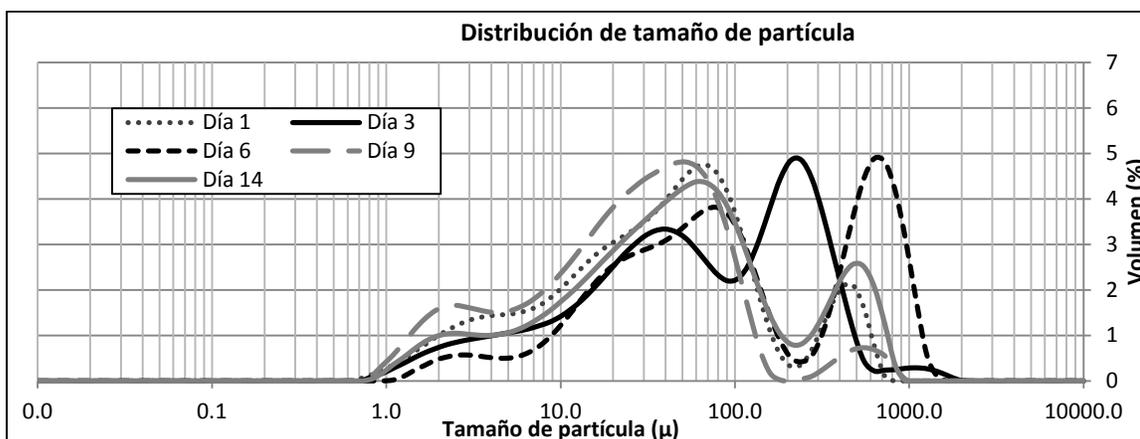


Figura 4.42. DTP en el efluente del reactor UASB en la prueba FI10N

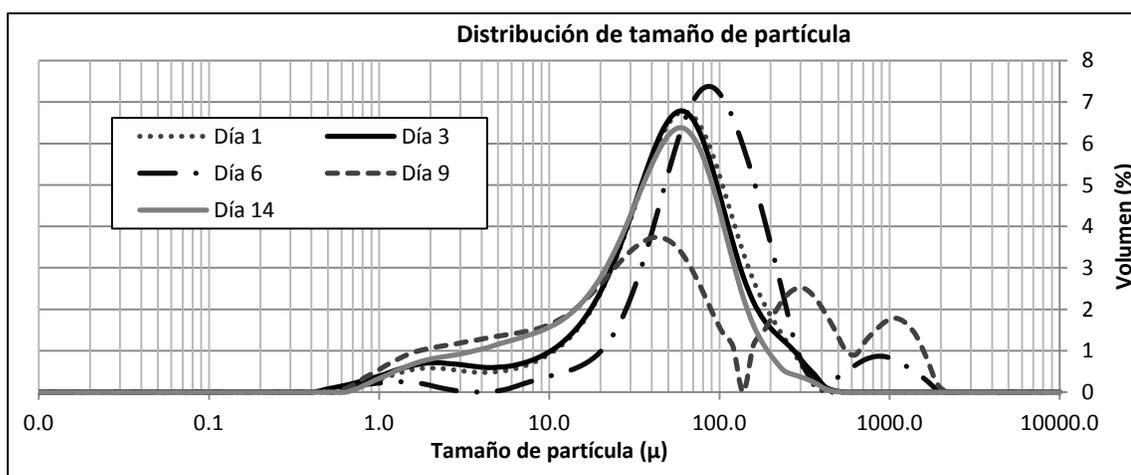


Figura 4.43. DTP en el efluente del reactor UASB en la prueba FI4N

Tabla 4.18. Relación de diámetros de partícula (μm) en las pruebas con burbujeo de gas

Día	FI10N			FI4N		
	d(0.1)	d(0.5)	d(0.9)	d(0.1)	d(0.5)	d(0.9)
1	4.338	41.885	291.35	11.037	57.283	155.308
3	6.247	93.779	330.647	7.693	53.934	149.148
6	12.628	86.25	275.909	31.028	91.795	248.729
9	3.074	29.124	100.861	3.771	47.584	744.673
14	5.152	49.745	445.075	5.487	45.991	123.38

Al igual que en las pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de gas, se tuvo una amplia distribución, desde grandes agregados ($d > 100 \mu\text{m}$) hasta partículas finas ($d < 10 \mu\text{m}$) en el efluente del reactor UASB. Se observó un incremento en la distribución de tamaño de partícula a medida que aumentó el tiempo de filtración, en todas las pruebas, así como el porcentaje de partículas con tamaños superiores a $100 \mu\text{m}$, sin embargo, después de varios días de filtración ocurrió un cambio en la tendencia de esta distribución, al disminuir drásticamente los valores del $d(0.1)$ y el $d(0.5)$. Durante la operación del reactor, las partículas más pequeñas, incluyendo coloides y macromoléculas podrían fácilmente depositarse sobre la superficie de la membrana por el arrastre del flux permeado para formar una capa taponante que no se desprende fácilmente de esta, debido a su baja velocidad de retrotransporte (Bae y Tak, 2005). Por otro lado, las partículas grandes que se han adherido a la membrana, podrían ser separadas debido a la fuerza de corte inducida por el burbujeo de nitrógeno, sin embargo, estas pueden dejar algún taponamiento residual sobre la membrana (Zhang *et al.*, 2006). Allison y Sutherland (1987) sugirieron que la adhesión de bioflocs sobre la superficie ocurre en dos estados: una adhesión reversible seguida por una fase de adhesión irreversible. Las células se adhieren irreversiblemente después de un periodo de adhesión inestable, sin embargo, en BRM el burbujeo de gas provee un ambiente inestable que minimiza la adhesión irreversible pero no lo elimina totalmente. En este estudio, la tasa de flujo de nitrógeno fue de $0.75 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$, la cual puede permitir una fuerza de corte más alta sobre el floc microbiana bajo una concentración de sólidos baja como la presentada en efluente del reactor UASB. Sin embargo, también podría causar la ruptura del floc, resultando en un descenso del tamaño del floc, favoreciendo la liberación de restos celulares y macromoléculas.

De acuerdo con análisis estadístico, no se presentaron diferencias significativas entre las dos pruebas con respecto al diámetro promedio $d(0.5)$ y el $d(0.1)$, lo que indica que no hay diferencia entre las dos condiciones de filtración intermitente, y de igual forma, al comparar estas pruebas con la corrida respectiva sin burbujeo de gas, no existen diferencias significativas entre los diámetros. Al presentarse las mismas condiciones de tamaño de partícula entre las pruebas, la diferencia entre estas la hace la presencia de turbulencia en el periodo de relajación, lo cual contribuye al desprendimiento de las partículas adheridas a la superficie de la membrana.

4.2.2.7 Mecanismos de taponamiento en las pruebas de filtración intermitente

Las Figuras 4.44 y 4.45 muestran los datos experimentales, así como la trayectoria teórica de los cuatro mecanismos de taponamiento de las pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de gas. Los parámetros y el error de ajuste son resumidos en la Tabla 4.19.

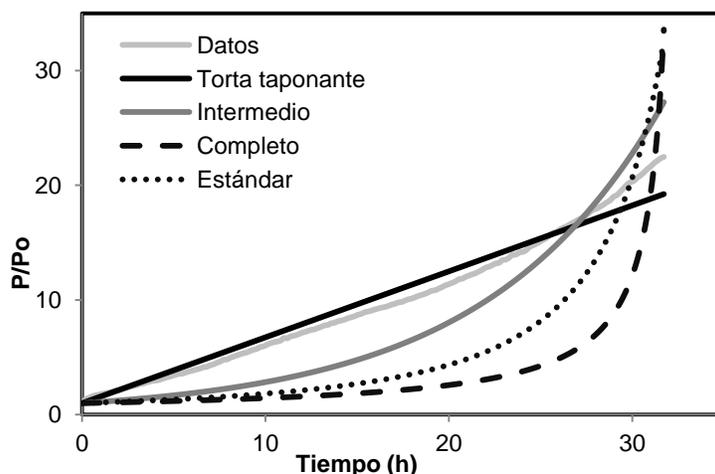


Figura 4.44. Datos y curvas ajustadas con el MLB en la prueba FI10

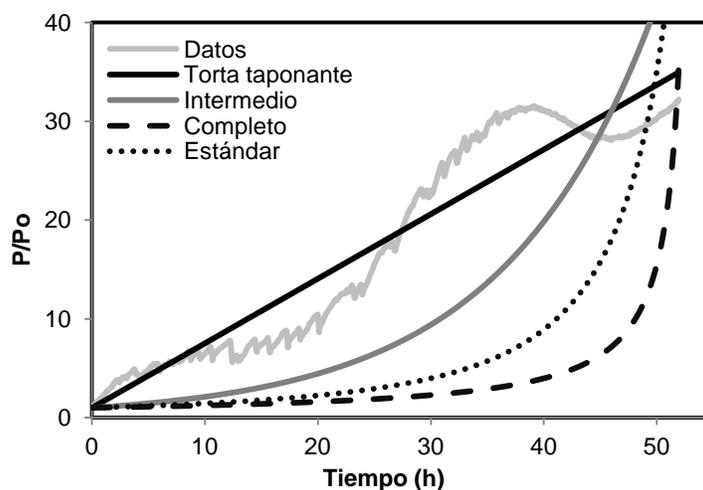


Figura 4.45. Datos y curvas ajustadas con el MLB en la prueba FI4

Los resultados muestran un predominio del mecanismo de torta taponante en las dos pruebas. Sin embargo, ninguna de las curvas ajustadas con el modelo de las leyes de bloqueo describe adecuadamente la trayectoria de los datos experimentales. Al igual que en las pruebas de filtración continua, los modelos combinados también fueron aplicados a los datos experimentales. Las Figuras 4.46 y 4.47 muestran los datos experimentales, así como la trayectoria teórica de los cinco mecanismos combinados de taponamiento de las pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de gas. Los parámetros y el error de ajuste son resumidos en la Tabla 4.20.

Tabla 4.19. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de gas

Modelo	F10			F14		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	1.85E+02	K _c : 1.2E+08	0.988	6.41E+03	K _c : 8.8E+07	0.955
Intermedio	1.31E+03	K _i : 2.3E+01	0.971	5.15E+04	K _i : 1.4E+01	0.814
Completo	9.11E+03	K _b : 8.5E-06	0.758	1.73E+05	K _b : 5.2E-06	0.555
Estándar	4.64E+03	K _s : 1.2E+01	0.880	1.17E+05	K _s : 6.4E+00	0.631

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

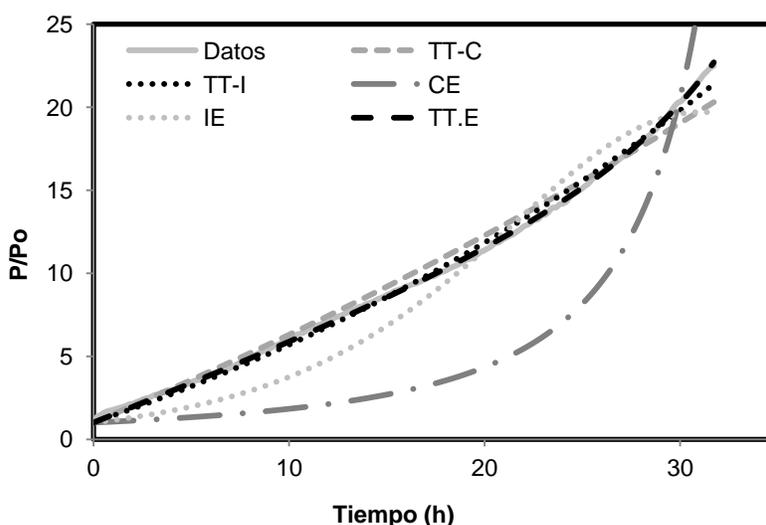


Figura 4.46. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en la prueba F10

Al ajustar los datos al modelo de las leyes de bloqueo, se tiene taponamiento superficial en las dos pruebas y no parece haber presencia de bloqueo interno de los poros; sin embargo, al utilizar los modelos combinados, se obtienen resultados diferentes. En la prueba F10 predomina el modelo torta taponante-estándar, mientras que en la prueba F14 predominó el intermedio estándar. La prueba F10 fue ajustada mejor con el modelo combinado ya que la SCR disminuyó de 1.8E+02 a 3.3E+00 en el mecanismo predominante y se obtuvo un coeficiente de correlación muy alto, mientras que la mejora con la prueba F14 fue más discreta.

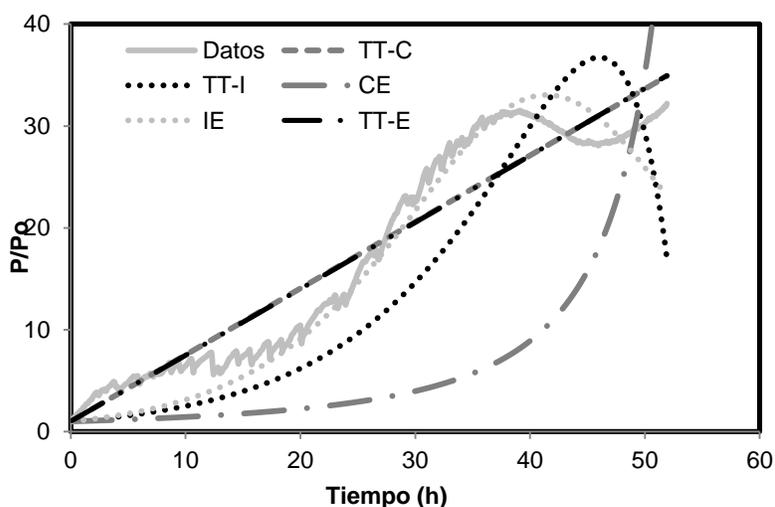


Figura 4.47. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en la prueba F14

Tabla 4.20. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de gas

Modelo	F110			F14		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	7.9E+01	K _c : 1.0E+08 K _b : 1.1E-06	0.9943	6.4E+03	K _c : 1.4E+08 K _b : -1.0E-09	0.9550
TT-I	2.6E+01	K _c : 8.0E+07 K _i : 2.3E+00	0.9980	2.0E+04	K _c : -1.4E+05 K _i : 2.3E+01	0.9257
CE	4.6E+03	K _b : 8.2E-07 K _s : 1.2E+01	0.8796	1.2E+05	K _b : -1.0E-06 K _s : 9.0E+00	0.6304
IE	3.9E+02	K _i : 3.3E+01 K _s : -8.5E-01	0.9856	3.9E+03	K _i : 2.9E+01 K _s : -4.4E-01	0.9849
TT-E	3.3E+00	K _c : 8.6E+07 K _s : 1.0E+01	0.9998	6.4E+03	K _c : 1.4E+08 K _s : 2.4E+00	0.9548

Nota: TT-C = torta taponante-completo; TT-I = torta taponante-intermedio;
 CE = completo-estándar; IE = intermedio-estándar; TT-E = torta taponante-estándar.
 SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

La contribución de cada uno de los componentes a los modelos combinados fue evaluado con la magnitud de los parámetros ajustados. Los términos $K_c J_0$, K_i , K_s y K_b/J_0 tienen unidades de m^{-1} y serán de magnitud similar cuando sus contribuciones a los modelos

combinados son similares (Bolton *et al.*, 2006a). En la prueba FI10, $K_c J_0 / K_s$ fue igual a 10.1, esto indica que la formación de torta taponante tuvo mayor influencia que el bloqueo estándar. En la prueba FI4, K_i / K_s presentó un valor de -65.6 indicando predominio del bloqueo intermedio sobre el bloqueo estándar, confirmando el taponamiento superficial de la membrana. En la Tabla 4.21 se muestran el resumen de los coeficientes de correlación obtenidos con los dos modelos aplicados, teniendo en cuenta la totalidad del tiempo de filtración. Los valores en negrita y subrayados representan el mejor ajuste obtenido.

Tabla 4.21. Coeficientes de correlación en pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de nitrógeno

Modelos de las leyes de bloqueo		
	FI10	FI4
TT	<u>0.9883</u>	<u>0.9550</u>
I	0.9708	0.8136
C	0.7579	0.5554
E	0.8796	0.6308
Modelos combinados		
	FI10	FI4
TT-C	0.9943	0.9550
TT-I	0.9980	0.9257
CE	0.8796	0.6304
IE	0.9856	<u>0.9849</u>
TT-E	<u>0.9998</u>	0.9548

Se presentaron diferentes etapas durante el periodo experimental en las dos condiciones de filtración intermitente. En la prueba FI10 se inició con una tasa de incremento de la PTM de 0.01 kPa/min durante las primeras 20 horas, finalizando con valores de 0.03 kPa/min. Para la prueba FI4 se inició con una tasa de incremento de la PTM de 0.02 kPa/min durante los primeros sesenta (60) minutos, seguido por un periodo de 20 horas con un dp/dt de 0.006 kPa/min, un tercer periodo con un dp/dt de 0.02 kPa/min y finalizando con un dp/dt de 0.001 kPa/min.

Teniendo en cuenta el cambio en la tasa de incremento de la PTM, se seccionaron las pruebas de filtración para identificar el mecanismo de taponamiento que mejor representara cada sección de las corridas de filtración intermitente sin burbujeo de gas. En función de las principales tendencias de los datos experimentales, las pruebas FI10 y FI4 se dividieron en dos y cuatro periodos, respectivamente. Los resultados de los parámetros ajustados y el error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo son resumidos en las Tablas 4.22 y 4.23.

Tabla 4.22. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en prueba FI10 con dos periodos diferenciados.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	2.1E+00	K _c : 1.0E+08	0.999	2.6E+00	K _c : 3.1E+06	0.994
Intermedio	3.3E+02	K _i : 2.9E+01	0.954	2.4E+00	K _i : 2.9E+00	0.996
Completo	1.6E+03	K _b : 1.3E-05	0.774	2.1E+00	K _b : 3.1E-06	0.998
Estándar	9.0E+02	K _s : 1.6E+01	0.872	2.3E+00	K _s : 2.7E+00	0.997

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla 4.23. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en prueba FI4 con cuatro periodos diferenciados.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	2.4E-02	K _c : 1.6E+08	0.992	1.89E+01	K _c : 2.05E+07	0.953
Intermedio	1.2E-01	K _i : 1.6E+02	0.977	5.61E+01	K _i : 1.44E+01	0.942
Completo	3.8E-01	K _b : 1.6E-04	0.946	1.49E+02	K _b : 1.08E-05	0.904
Estándar	2.2E-01	K _s : 1.4E+02	0.963	9.47E+01	K _s : 1.03E+01	0.927

Modelo	Tercer periodo			Cuarto periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	3.89E+01	K _c : 5.20E+06	0.882	8.66E-02	K _c : -1.50E+05	0.983
Intermedio	3.15E+01	K _i : 4.65E+00	0.735	8.62E-02	K _i : -2.21E-01	0.984
Completo	4.47E+01	K _b : 4.20E-06	0.655	7.53E+01	K _b : -3.32E-07	0.955
Estándar	3.39E+01	K _s : 3.70E+00	0.700	8.61E-02	K _s : -2.24E-01	0.933

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

De acuerdo con los resultados en cada fase, tanto en la prueba FI10 como en la prueba FI4 predominó la formación de torta taponante en el primer periodo, mientras que en los demás periodos no hubo claro predominio de un mecanismo.

Los modelos combinados también fueron aplicados a las pruebas FI10 y FI4 en los diferentes periodos evaluados con el modelo de las leyes de bloqueo. Los resultados de los

parámetros ajustados y el error de ajuste son presentados en el inciso 2 del anexo. En la Tabla 4.24 se muestra el resumen de los coeficientes de correlación obtenidos con los dos modelos aplicados, teniendo en cuenta los diferentes periodos evaluados en cada prueba. Los valores en negrita y subrayados representan el mejor ajuste obtenido.

Tabla 4.24. Coeficientes de correlación en cada periodo de las pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de nitrógeno

F110			F14			
Modelos de las leyes de bloqueo						
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 4
TT	<u>0.9990</u>	0.9945	<u>0.9921</u>	<u>0.9528</u>	<u>0.8824</u>	0.9832
I	0.9540	0.9962	0.9766	0.9421	0.7353	<u>0.9845</u>
C	0.7736	<u>0.9981</u>	0.9459	0.9040	0.6553	0.9545
E	0.8724	0.9972	0.9632	0.9270	0.7001	0.9334
Modelos combinados						
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 4
TT-C	<u>0.9995</u>	0.9945	<u>0.9960</u>	0.9494	<u>0.8826</u>	0.9834
TT-I	0.9994	0.9962	0.9926	0.9490	0.8443	0.9834
CE	0.8745	<u>0.9990</u>	0.9632	0.9271	0.8027	<u>0.9861</u>
IE	0.9900	0.9971	0.9942	0.9307	0.8458	0.9834
TT-E	0.9994	0.9945	0.9920	<u>0.9529</u>	0.8106	0.9776

El modelo combinado aplicado en cada fase mostró que el coeficiente de correlación del mecanismo predominante en cada periodo no fue significativamente mejor que el obtenido con el modelo de las leyes de bloqueo, lo que indica que un modelo no fue superior al otro, en términos de ajuste estadístico.

En cuanto a las pruebas de filtración intermitente con burbujeo de gas, en las Figuras 4.48 y 4.49 se muestran los datos experimentales, así como la trayectoria teórica de los cuatro mecanismos de taponamiento. La Tabla 4.25 resume los parámetros y el error de ajuste en estas pruebas.

Como se mencionó anteriormente, el taponamiento es causado por la combinación de parámetros como la composición del sistema biológico, tipo de membrana y condiciones hidrodinámicas (Stuckey, 2012). Los resultados obtenidos en las pruebas con el modelo de las leyes de bloqueo, indican que el taponamiento presentado en la membrana bajo todas las condiciones es de tipo superficial, predominando el de torta taponante, coincidiendo con el análisis hecho por Charfi *et al.* (2012) al modelar los datos experimentales conseguidos con membranas de ultrafiltración en BRAM, en los cuales predominó el modelo de la formación de torta taponante. Este tipo de taponamiento puede explicarse por el hecho de que en todos

los casos, el tamaño de partícula presente en el efluente del reactor UASB es mucho mayor que el tamaño de poro de la membrana, causando que estas sean retenidas en la superficie de la membrana y no logren pasar al interior de los poros. Wang *et al.*(2012) analizaron diferentes membranas de ultrafiltración, al tratar caldo de fermentación de ácido succínico hallando que el taponamiento superficial prevaleció en todas las membranas; las membranas con corte de peso molecular de 10 y 30 kDa fueron controladas por el mecanismo de bloqueo completo, mientras que en la de 100 kDa predominó el bloqueo intermedio. Este comportamiento fue asociado a la diferencia entre el tamaño de las moléculas encontradas en la fermentación y el tamaño de poro de las membranas.

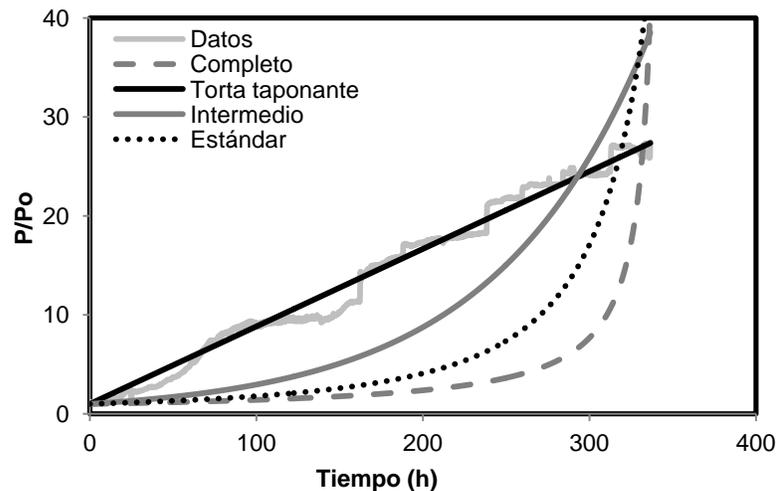


Figura 4.48. Datos y curvas ajustadas con el MLB en la prueba FI10N

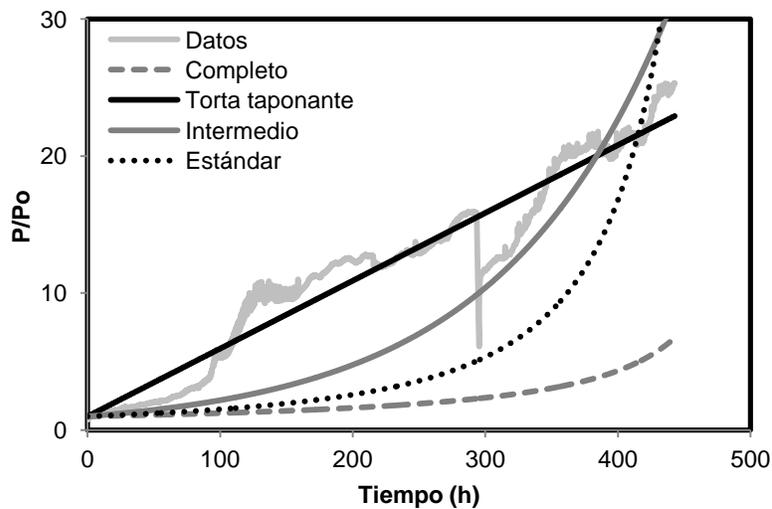


Figura 4.49. Datos y curvas ajustadas con el MLB en la prueba FI4N

Tabla 4.25. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en pruebas de filtración intermitente con burbujeo de gas

Modelo	F110N			F14N		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	2.0E+03	Kc: 2.3E+07	0.993	1.28E+04	Kc: 1.46E+07	0.972
Intermedio	5.7E+04	Ki: 3.1E+00	0.904	1.08E+05	Ki: 2.24E+00	0.899
Completo	2.5E+05	Kb: 8.1E-07	0.636	4.31E+05	Kb: 6.13E-07	0.669
Estándar	1.5E+05	Ks: 1.5E+00	0.759	2.59E+05	Ks: 1.08E+00	0.799

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Los modelos combinados fueron aplicados a los datos experimentales y el ajuste de cada uno de estos es mostrado en el anexo. La Tabla 4.26 presenta un resumen de los coeficientes de correlación obtenidos con los dos modelos. En las dos pruebas no se tiene un claro predominio de un mecanismo, ya que se tienen valores del coeficiente de correlación y SCR muy similares para los mecanismos torta taponante-completo, torta taponante-intermedio y torta taponante-estándar, además no se tiene un ajuste significativamente mejor que con el modelo de las leyes de bloqueo.

Tabla 4.26. Coeficientes de correlación en pruebas de filtración intermitente con burbujeo de nitrógeno

Modelos de las leyes de bloqueo		
	F110N	F14N
TT	<u>0.9927</u>	<u>0.9717</u>
I	0.9042	0.8993
C	0.6365	0.6691
E	0.7590	0.7994
Modelos combinados		
TT-C	<u>0.9927</u>	<u>0.9719</u>
TT-I	0.9925	0.9715
CE	0.7591	0.7908
IE	0.9751	0.9277
TT-E	0.9925	0.9716

Teniendo en cuenta el comportamiento de los datos y tal como se realizó en los experimentos sin presencia de burbujeo, la prueba F110N se dividió en tres periodos, el primero incluye las primeras 50 horas de filtración, seguido por un periodo que abarca hasta las 140 horas y el otro va hasta el final de la prueba. Por su parte, la prueba F14N se dividió

en cuatro periodos, el primero incluye las primeras 70 horas de filtración, seguido de un periodo que abarca hasta las 135 horas, un tercer tramo hasta las 293 horas y finalizando con un periodo que va hasta el final de la prueba. Los resultados de los parámetros ajustados y el error de ajuste con el modelo de las leyes de bloqueo son resumidos en las Tablas 4.27 y 4.28.

Tabla 4.27. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en prueba FI10N con tres periodos diferenciados.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo			Tercer periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	7.2E+00	K _c : 1.4E+07	0.9742	3.1E+01	K _c : 3.8E+06	0.9268	7.53E+01	K _c : 1.4E+06	0.9782
Intermedio	1.3E+01	K _i : 7.7E+00	0.9746	3.4E+01	K _i : 2.3E-00	0.9146	3.84E+01	K _i : 9.0E-01	0.9663
Completo	4.5E+01	K _b : 4.3E-06	0.9436	7.1E+01	K _b : 1.4E-06	0.8634	3.75E+01	K _b : 5.7E-07	0.9349
Estándar	2.5E+01	K _s : 5.8E+00	0.9638	4.7E+01	K _s : 1.8E+00	0.8944	2.98E+01	K _s : 7.3E-01	0.9538

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla 4.28. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en prueba FI4N con cuatro periodos diferenciados.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	2.9E+00	K _c : 6.2E+06	0.9905	4.3E+02	K _c : 4.3E+06	0.9793
Intermedio	7.6E+00	K _i : 4.0E+00	0.9856	2.9E+02	K _i : 2.6E+00	0.9836
Completo	2.8E+01	K _b : 2.5E-06	0.9663	1.4E+02	K _b : 1.6E-06	0.9677
Estándar	1.5E+01	K _s : 3.3E+00	0.9775	2.1E+02	K _s : 2.0E+00	0.9814
Modelo	Tercer periodo			Cuarto periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	2.5E+01	K _c : 4.5E+05	0.9492	2.8E+02	K _c : 1.6E+06	0.9556
Intermedio	2.2E+01	K _i : 3.8E-01	0.9503	1.5E+02	K _i : 8.5E-01	0.9447
Completo	1.8E+01	K _b : 3.2E-07	0.9514	1.2E+02	K _b : 4.8E-07	0.9114
Estándar	2.0E+01	K _s : 3.5E-01	0.9509	9.7E+01	K _s : 6.5E-01	0.9324

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

De acuerdo al modelo de las leyes de bloqueo, en la prueba FI10N prevaleció el modelo correspondiente a formación de torta taponante en todos los tramos, con distintos valores de K_c. En la prueba FI4N el mecanismo predominante cambia en cada periodo y no hay una

diferencia significativa entre uno y otro, dejando una gran incertidumbre en lo que concierne al mecanismo dominante. Los modelos combinados fueron aplicados en estas pruebas en cada uno de los periodos y los resultados obtenidos se encuentran en el anexo. En la Tabla 4.29 se presenta un resumen de los coeficientes de correlación obtenidos en cada periodo con los dos modelos aplicados.

Tabla 4.29. Coeficientes de correlación en cada periodo de las pruebas de filtración intermitente con burbujeo de nitrógeno

FI10N				FI4N			
Modelos de las leyes de bloqueo							
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 4
TT	0.9742	<u>0.9268</u>	<u>0.9782</u>	<u>0.9905</u>	0.9793	0.9492	<u>0.9556</u>
I	<u>0.9746</u>	0.9146	0.9663	0.9856	<u>0.9836</u>	0.9503	0.9447
C	0.9436	0.8634	0.9349	0.9663	0.9677	<u>0.9514</u>	0.9114
E	0.9638	0.8944	0.9538	0.9775	0.9814	0.9509	0.9324
Modelos combinados							
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 4
TT-C	0.9742	<u>0.9317</u>	<u>0.9647</u>	0.9904	0.9785	0.9492	<u>0.9577</u>
TT-I	<u>0.9766</u>	0.8873	0.9638	0.9726	<u>0.9836</u>	0.9505	0.9423
CE	0.9634	0.8118	0.9536	0.9580	0.9713	<u>0.9509</u>	0.9325
IE	0.9742	0.9000	0.9539	0.9644	0.9814	<u>0.9509</u>	0.9324
TT-E	0.9743	0.8878	0.9501	<u>0.9905</u>	0.9649	0.9467	0.9279

Los resultados de los modelos combinados coinciden con las leyes de bloqueo ya que predomina el taponamiento superficial. En la prueba FI10N predominaron los mecanismos torta taponante-intermedio en el primer periodo y torta taponante-completo en el segundo y tercer periodo. Los valores de la relación $K_c J_0 / K_i$ y $K_c J_0^2 / K_b$, fueron 18, 7.1 y 2.1 indicando que la formación de torta taponante tuvo mayor influencia en los primeros periodos, mientras que en el último se tuvieron aportes similares de los dos mecanismos combinados. En la prueba FI4N predominaron diferentes mecanismos en cada periodo coincidiendo con el modelo de las leyes de bloqueo. Al comparar los dos modelos cuando la prueba es seccionada, los coeficientes de correlación obtenidos son muy similares, sugiriendo que no existen diferencias significativas entre los dos modelos.

4.3 Pruebas con agua residual real

4.3.1 Filtración intermitente - Escala laboratorio

4.3.1.1 Desempeño general

La Tabla 4.30 presenta los resultados obtenidos y en la Figura 4.50 se tienen las remociones de DQO obtenidas en las dos pruebas. En la prueba FI4R sólo se obtuvo un dato en el efluente y en el permeado, debido a la corta duración de las mismas (16 horas). La temperatura promedio del agua tratada fue de 18.5°C y el pH fue mayor en el permeado que en el efluente. La alcalinidad fue mayor en el efluente que en el influente, como se esperaba, hecho que no se presentó en el caso de la corrida en ausencia de burbujeo. La remoción de DQO en el reactor UASB fue similar en las dos pruebas, alrededor de 67%, y basado en la DQO del influente y el permeado, la remoción total fue de 83.6 y 89.0% para las pruebas sin y con burbujeo de nitrógeno, respectivamente. Al igual que en las pruebas realizadas con agua residual sintética, se notó una mayor remoción de DQO en la prueba FI4NR, debido probablemente a la mezcla presentada bajo esta condición.

Tabla 4.30. Desempeño general con agua residual real - Escala laboratorio

Parámetro	FI4R			FI4NR		
	Influente	Efluente	Permeado	Influente	Efluente	Permeado
Temperatura (°C)	19	18.5	18.5	17 ± 1	18.5 ± 0.8	18.4 ± 0.9
pH (unidades)	7.6	7.9	8.4	7.3 ± 0.3	7.9 ± 0.2	8.2 ± 0.1
Alcalinidad (mg CaCO ₃ · L ⁻¹)	372	328	364	286 ± 14	325 ± 12	324 ± 17
DQO total (mg O ₂ · L ⁻¹)	669	224	110	576 ± 81	187 ± 48	63 ± 17
SST (mg · L ⁻¹)	494	60.0	6.0	157 ± 52	50 ± 20	4.0
SSV (mg · L ⁻¹)	402	50.0	4.0	124 ± 38	42 ± 16	2.5 ± 1.0
SDT (mg · L ⁻¹)	553	567	543	525 ± 39	502 ± 19	490 ± 25
SDV (mg · L ⁻¹)	225	217	233	142 ± 17	120 ± 9	104 ± 31

El reactor UASB removió la mayor parte de la DQO del influente; sin embargo, la membrana removió el 51% y el 65.6% para las pruebas sin y con burbujeo de gas, respectivamente, indicando retención de material particulado sobre la membrana. La concentración de sólidos suspendidos totales y volátiles en el efluente del reactor UASB fue mayor que en las pruebas realizadas con agua sintética favoreciendo el taponamiento de la membrana.

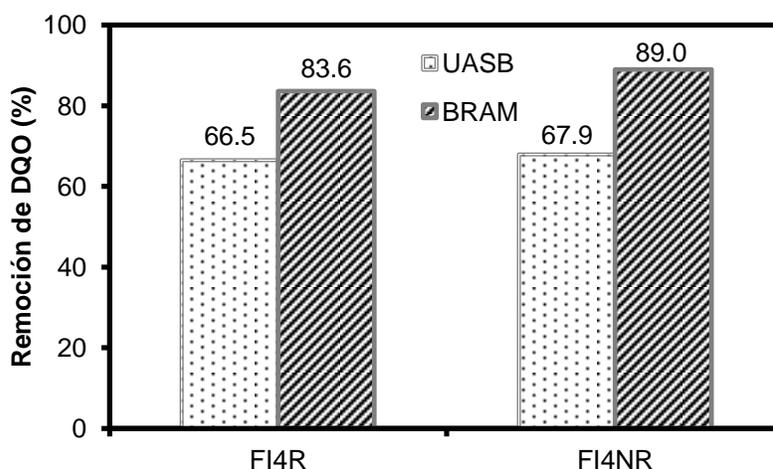


Figura 4.50. Remoción de DQO con agua residual real – Escala laboratorio

4.3.1.2 Características de la filtración con agua residual real a escala laboratorio

El tiempo transcurrido para alcanzar los 40 kPa para las condiciones FI4R y FI4NR fue de 16.3 y 253 horas, respectivamente, comparado con 30 y 443 horas que duraron las pruebas de filtración intermitente con agua residual sintética. A pesar de que el flux de operación utilizado fue inferior al de las pruebas realizadas con agua sintética (2.5 vs. 5.0 l/m²-h), la duración de las corridas fue mucho menor debido probablemente a la mayor cantidad de carbohidratos y proteínas en los PMS y en las SPE que favorecen el taponamiento de la membrana. Por otro lado, al igual que en las pruebas con agua residual sintética, se observó un leve descenso en el flux de operación con el tiempo en las pruebas con burbujeo de nitrógeno; esto puede deberse a la formación de la capa taponante sobre la membrana que reduce el área útil de ésta.

Antes de cada prueba se determinó la resistencia de la membrana con agua desionizada (R_m) y la resistencia total (R_t) fue calculada durante todo el tiempo experimental. Los valores de R_m fueron (E12 m⁻¹) 1.95 y 1.08 para las condiciones FI4R y FI4NR, respectivamente. La Figura 4.51 muestra los resultados de la relación R_t/R_m para las condiciones probadas. La relación R_t/R_m alcanzó valores más altos para la condición FI4NR, debido a la diferencia en las R_m de las dos condiciones. Al igual que en las pruebas con agua residual sintética, el tiempo de relajación redujo la compresión de la capa taponante, favoreciendo la fuerza de corte provocada por el burbujeo de gas. La Figura 4.52 muestra los resultados de resistencia específica y tasa de taponamiento para las pruebas FI4R y FI4NR.

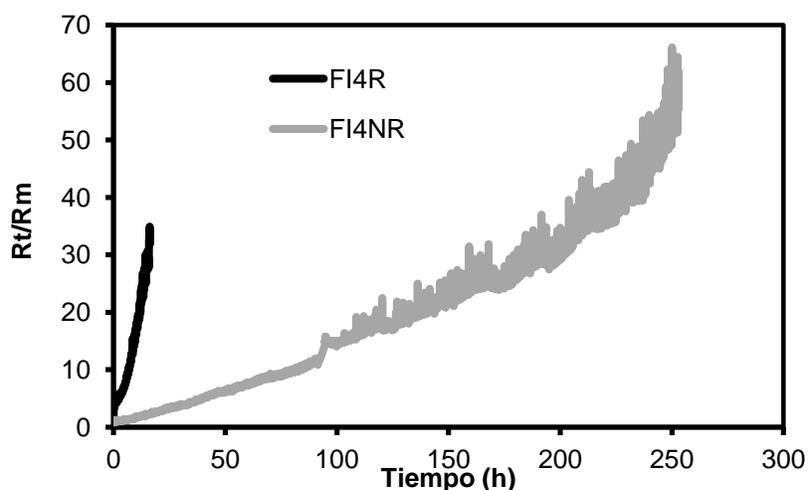


Figura 4.51. Rt/Rm en pruebas con agua real a escala laboratorio

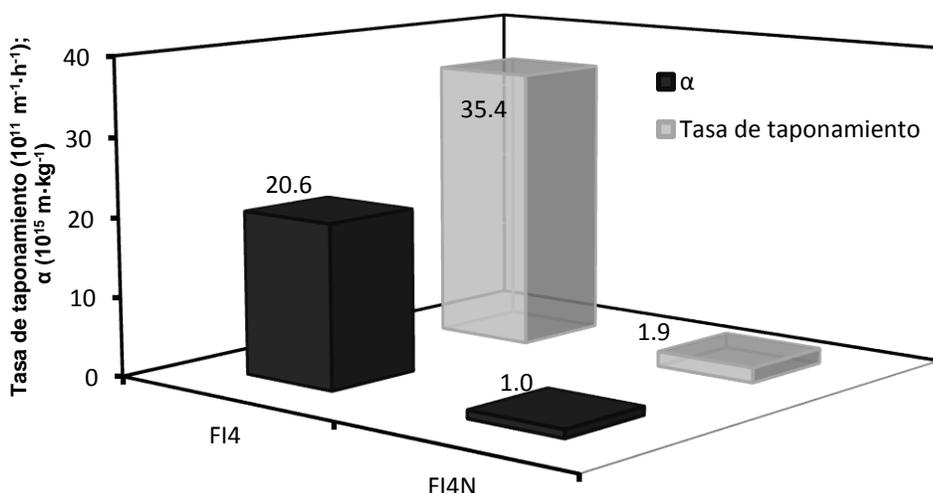


Figura 4.52. Resistencia específica y tasa de taponamiento en pruebas con agua residual real – escala laboratorio.

Los resultados muestran que la resistencia específica disminuyó de $20.6E15$ en la prueba FI4R a $1.0E15$ en la pruebas FI4NR. En la prueba FI4N se obtuvo la menor resistencia específica y tasa de taponamiento, indicando una menor compresibilidad de la torta taponante debido a la turbulencia generada por el burbujeo de gas y a los periodos de relajación, los cuales fueron más continuos. Sin embargo, estos valores fueron mayores que los obtenidos en las pruebas realizadas con agua residual sintética, debido probablemente a la mayor cantidad de PMS presentada en el efluente del reactor UASB en las pruebas con agua residual real.

4.3.1.3 Sustancias orgánicas en las pruebas con agua real escala laboratorio

La Figura 4.53 muestra la concentración total de PMS y SPE en el efluente del reactor UASB (e) y permeado (p) en las pruebas realizadas. La concentración de PMS en el efluente fue mucho más alta que las SPE y a su vez, ambas fueron mayores en la prueba sin burbujeo de nitrógeno. Por otro lado, las concentraciones de PMS y SPE en las pruebas con agua residual real presentaron diferencias significativas con las obtenidas con agua residual sintética (19.3 y 14.4 (FI4R y FI4NR) vs. 2.5 y 2.7 (FI4 y FI4N) para PMS; 7.9 y 4.9 (FI4R y FI4NR) vs. 3.2 y 2.8 (FI4 y FI4N) para SPE, todo en mg COT L⁻¹) favoreciendo al rápido taponamiento de la membrana presentado en estos experimentos.

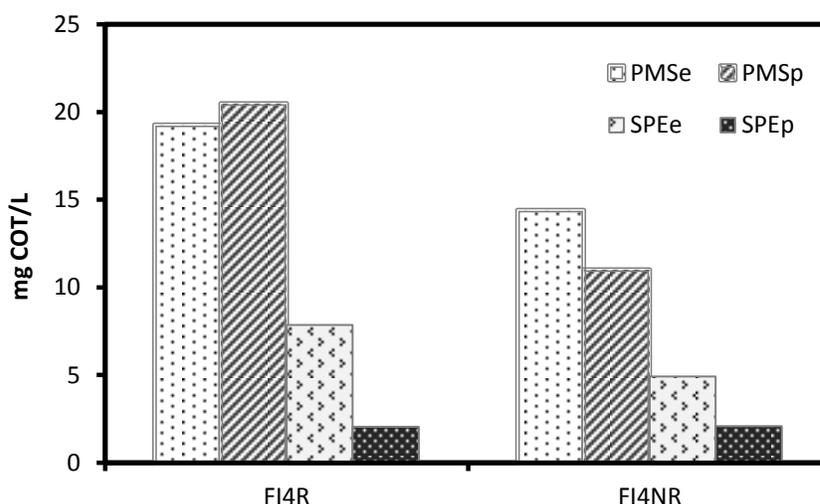


Figura 4.53. Contenido de PMS y SPE en el efluente y permeado, con agua residual real

A pesar de que las concentraciones de PMS presentadas con agua residual real fueron más altas que con agua sintética, las concentraciones de PMS en este estudio fueron más bajas que en otros reportes con BRAM tratando agua residual de baja carga (Martin-Garcia *et al.*, 2011; Salazar-Peláez *et al.*, 2011a), debido a las propias características del agua residual, la configuración del reactor y el método usado para medir estas sustancias (tamaño del poro del filtro utilizado para extraer la muestra, que fue 0.45µm.).

La Tabla 4.31 muestra la composición y concentración de los PMS y las SPE. Los valores de la concentración de carbohidratos, proteínas y UV₂₅₄ fueron superiores a los registrados en las pruebas con agua residual sintética, esto puede deberse al rápido taponamiento observado en esta prueba. De acuerdo a varios autores los carbohidratos son una de las principales causas del taponamiento de la membrana (Salazar-Pelaez *et al.*, 2011a; Dvořák *et al.*, 2011)

Tabla 4.31. Composición y concentración de PMS y SPE en el efluente del UASB alimentado con agua residual real

Parámetro		FI4R	FI4NR
PMS	Carbohidratos ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	6.0	0.6 ± 0.2
	Proteínas ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	5.3	2.8 ± 1.0
	UV ₂₅₄ (cm^{-1})	0.340	0.288 ± 0.045
	SUVA ($\text{L}\cdot\text{mg}^{-1}\text{C}\cdot\text{m}^{-1}$)	1.8	1.2
SPE	Carbohidratos ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	5.1	0.4 ± 0.4
	Proteínas ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	2.3	1.5 ± 0.5
	UV ₂₅₄ (cm^{-1})	0.076	0.058 ± 0.006
	SUVA ($\text{L}\cdot\text{mg}^{-1}\text{C}\cdot\text{m}^{-1}$)	1.0	0.9

Las fracciones de carbohidratos y proteínas de los PMS y SPE en condiciones con burbujeo de gas fueron más bajas que sin esta condición, lo que apoya el resultado de la mayor duración de la corrida de filtración con burbujeo. En ese sentido, los resultados están acordes con otros autores quienes reportan que los carbohidratos son una de las principales causas del taponamiento de las membranas (Dvořák *et al.*, 2011; Rosenberger *et al.*, 2006; Salazar-Peláez *et al.*, 2011a). De acuerdo a Ognier *et al.* (2004), la adsorción de macromoléculas sobre la membrana y la deposición dentro de los poros, promueve la reducción del tamaño de poro y el número de poros abiertos para filtrar el flujo. La reducción en el área efectiva de filtración causa un incremento en el flux local y cuando este alcanza valores mayores al flux crítico, la resistencia de la membrana incrementa rápidamente.

Al igual que en las pruebas con agua residual sintética, la aromaticidad de los PMS y las SPE en el efluente del reactor UASB fueron medidas para las dos condiciones por medio del SUVA. Los valores estuvieron por debajo de 2, sugiriendo que la materia orgánica presente en los PMS y las SPE es dominada por sustancias no húmicas, de bajo peso molecular y con baja hidrofobicidad (Edzwald y Tobiasson, 1999).

4.3.1.4 Sustancias inorgánicas en las pruebas con agua real escala laboratorio

En la Tabla 4.32 se presenta el comportamiento del nitrógeno amoniacal (N-NH_4^+), ortofosfatos, calcio y magnesio en el efluente y permeado para las dos pruebas experimentadas. De acuerdo con estos resultados, el fósforo, calcio y magnesio presentan una limitada remoción en las dos pruebas, con el mayor efecto en el fósforo, cercano al 30%. Por su parte, el nitrógeno permanece igual en el efluente y permeado. Al igual que en las pruebas con agua residual sintética, no se espera precipitación de estruvita debido a las bajas concentraciones del nitrógeno, fósforo y magnesio.

Tabla 4.32. Sustancias inorgánicas en pruebas con agua residual real

Parámetro	FI4R		FI4NR	
	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado
N-NH ₃ (mg·L ⁻¹)	68.6	68.6	32.2 ± 2.8	32.2 ± 2.7
Fósforo (mg·L ⁻¹)	13.6	10.5	8.1 ± 0.2	6.1 ± 0.2
Calcio (mg·L ⁻¹)	45.4	41.5	39.6 ± 1.6	38.2 ± 2.1
Magnesio (mg·L ⁻¹)	30.7	29.3	28.9 ± 2.3	26.9 ± 1.0

4.3.1.5 Tamaño de partícula en las pruebas con agua real escala laboratorio

En las Figuras 4.54 y 4.55 se muestran la distribución de tamaño de partícula en el efluente del reactor durante las pruebas de filtración intermitente sin y con burbujeo de nitrógeno, respectivamente. En el caso de la corrida FI4NR (Figura 4.54) se presenta la DTP para diferentes días y en la Tabla 4.33 se presentan los valores del d(0.1), d(0.5) y d(0.9), en los días que duró la corrida de esa prueba.

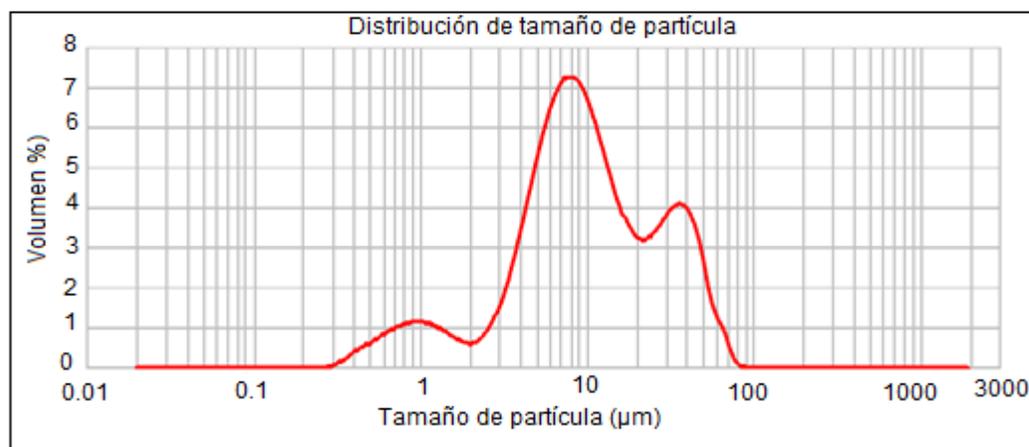


Figura 4.54. DTP en el efluente del reactor UASB - Escala laboratorio en la prueba FI4R

Del análisis de los datos de la Figura 4.54, se tiene que los valores de d(0.1), d(0.5) y d(0.9) para la prueba FI4R fueron 2.363 µm, 9.386 µm y 38.237 µm, los cuales son más bajos que los obtenidos en la prueba FI4NR, particularmente en los dos mayores tamaños. La prueba FI4NR se caracterizó por una amplia distribución, desde grandes agregados ($d > 100 \mu\text{m}$) los cuales tienen un efecto importante en el proceso de formación y estructura de la torta taponante (Lin *et al.*, 2010), hasta partículas finas ($d < 10 \mu\text{m}$) en el efluente del reactor UASB. La deposición de partículas sobre la membrana es determinada por el balance de fuerzas que una partícula experimenta hacia y desde la membrana (Jeison y van Lier, 2006a). El flux permeado resulta en una fuerza hacia la membrana y el retrotransporte inducido por la turbulencia resulta en una fuerza que aleja la partícula de la membrana. Adicionalmente se

ha reportado que las partículas finas se adhieren más fácilmente a la superficie de la membrana comparado con las grandes partículas, contribuyendo con el taponamiento (Bae y Tak, 2005; Choo y Lee, 1996b; Wisniewski y Grasmick, 1998).

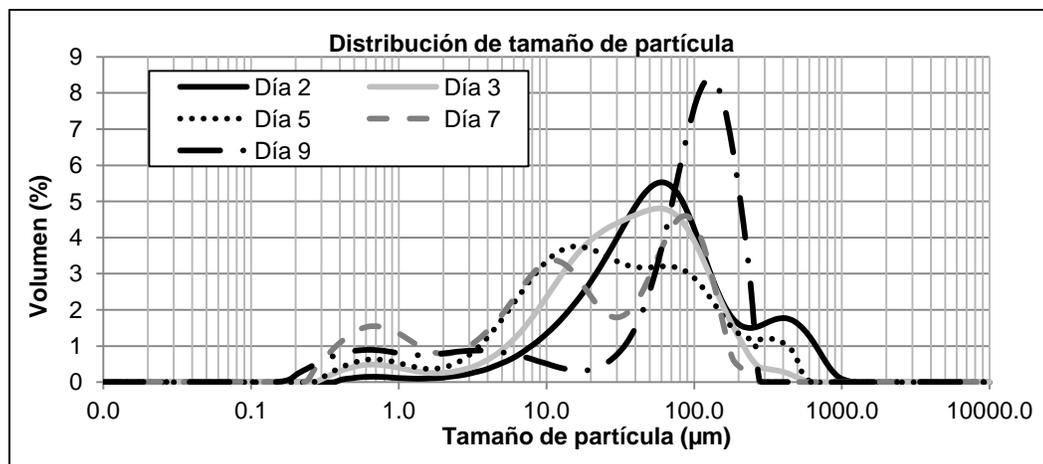


Figura 4.55. DTP en el efluente del reactor UASB - Escala laboratorio en la prueba FI4NR

Tabla 4.33. Relación de diámetros de partícula (μm) en el efluente del reactor UASB en las pruebas con agua residual real – escala laboratorio

Día	d(0.1)	d(0.5)	d(0.9)
2	13.22	60.58	338.64
3	7.00	38.67	135.85
5	4.25	27.30	175.46
7	0.90	18.12	116.16
9	1.45	97.68	198.17

Durante la operación del reactor, las partículas más pequeñas, incluyendo coloides y macromoléculas podrían fácilmente depositarse sobre la superficie de la membrana por el arrastre del flux permeado para formar una capa taponante que no se desprende fácilmente de ésta, debido a su baja velocidad de retrotransporte (Bae y Tak, 2005). Por otro lado, las partículas grandes que se han adherido a la membrana, podrían ser separadas debido a la fuerza de corte inducida por el burbujeo de nitrógeno, sin embargo, estas pueden dejar algún taponamiento residual sobre la membrana (Zhang *et al.*, 2006). En este estudio, la tasa de flujo de nitrógeno fue de $0.75 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, la cual ejerce una fuerza de corte mínima sobre el floculo a una concentración baja de sólidos como la presentada en el efluente del reactor UASB.

4.3.1.6 Mecanismos de taponamiento en pruebas con agua residual real

Al igual que en las pruebas con agua residual sintética, se determinaron los mecanismos de taponamiento dominantes en cada una de las pruebas de filtración intermitente. Las Figuras 4.56 y 4.57 muestran los datos experimentales, así como la trayectoria teórica de los cuatro mecanismos de taponamiento de las leyes de bloqueo, de las pruebas de filtración intermitente con agua residual real a escala laboratorio. Los parámetros y el error de ajuste son resumidos en la Tabla 4.34. Como en el caso del agua sintética, el mejor arreglo fue determinado por minimización de la suma de los cuadrados de los residuales (SCR), donde el residual fue igual a la diferencia entre el dato experimental y la predicción del modelo.

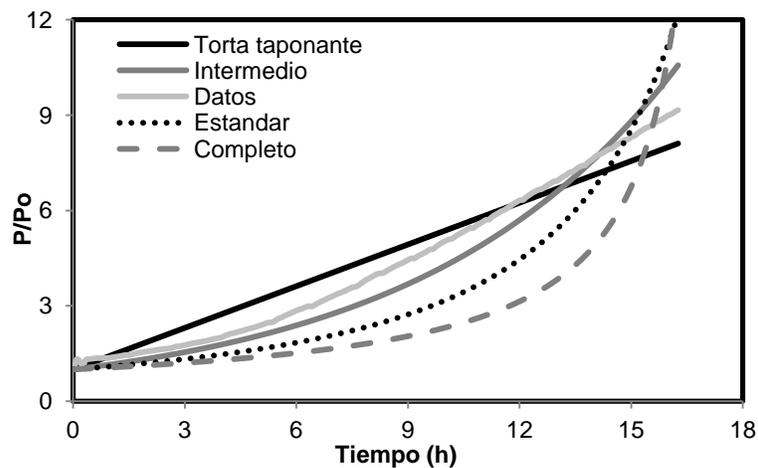


Figura 4.56. Datos y curvas ajustadas con el modelo de las leyes de bloqueo en prueba FI4R

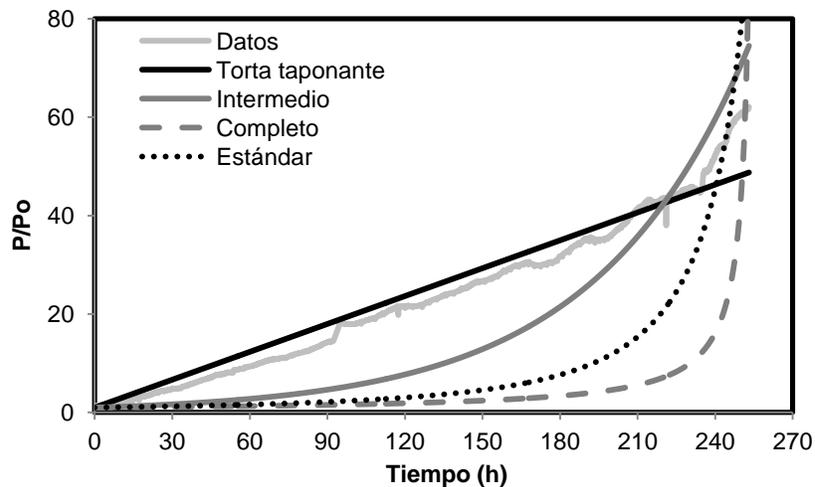


Figura 4.57. Datos y curvas ajustadas con el modelo de las leyes de bloqueo en prueba FI4NR

Tabla 4.34. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en el periodo experimental en pruebas con agua residual real.

Modelo	FI4R			FI4NR		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	6.36E+01	K_c : 3.7E+12	0.9862	3.74E+04	K_c : 1.3E+12	0.9840
Intermedio	5.66E+01	K_i : 7.0E+03	0.9881	2.60E+05	K_i : 7.5E+02	0.9455
Completo	7.88E+02	K_b : 1.6E-05	0.8625	1.57E+06	K_b : 1.1E-06	0.6603
Estándar	3.16E+02	K_s : 4.3E+03	0.9392	8.85E+05	K_s : 3.1E+02	0.8073

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Los resultados sugieren un predominio del mecanismo de bloqueo intermedio y formación de torta taponante en las pruebas FI4R y FI4NR, respectivamente. Sin embargo, el error de ajuste es alto, especialmente en la prueba FI4NR sugiriendo que el taponamiento de la membrana no es causado por un mecanismo particular sino por la combinación de varios mecanismos. Al igual que en las pruebas con agua residual sintética, los modelos combinados fueron aplicados a los datos experimentales. Las Figuras 4.58 y 4.59 muestran los datos experimentales, así como la trayectoria teórica de los cinco mecanismos combinados. Los parámetros y el error de ajuste son resumidos en la Tabla 4.35.

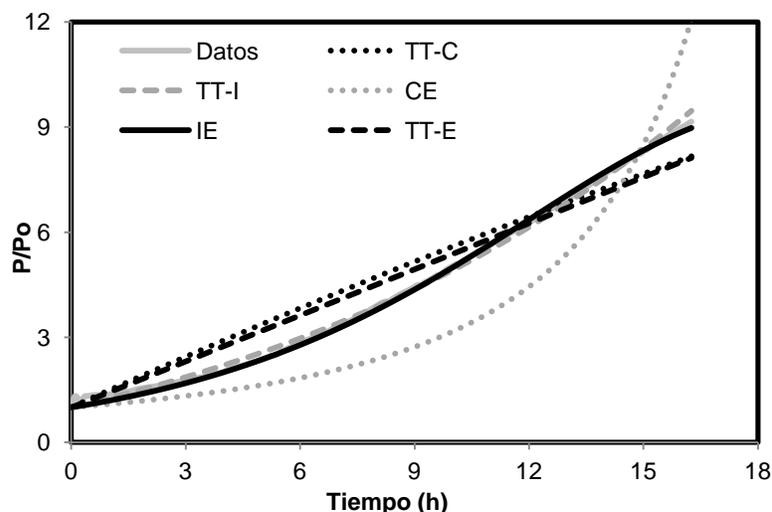


Figura 4.58. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en prueba FI4R

De acuerdo a los modelos combinados, en las pruebas FI4R y FI4NR predominaron los modelos intermedio-estándar y torta taponante-estándar, sugiriendo tanto la presencia de taponamiento superficial como el bloqueo interno de poros.

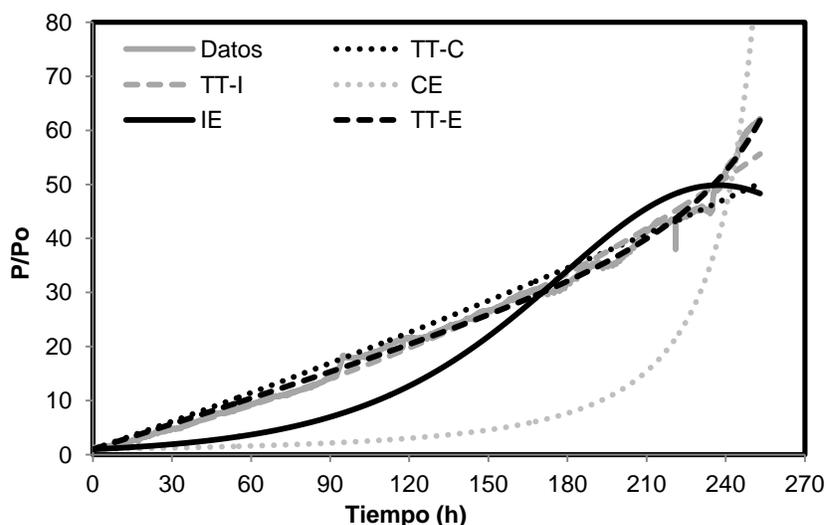


Figura 4.59. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en prueba FI4NR

Tabla 4.35. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en el periodo experimental en pruebas con agua residual real.

Modelo	FI4R			FI4NR		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	8.8E+01	K _c : 1.0E+08 K _b : -1.3E-06	0.9813	2.5E+04	K _c : 3.4E+07 K _b : 1.0E-07	0.9884
TT-I	3.2E+00	K _c : 4.5E+07 K _i : 7.4E+00	0.9987	9.0E+03	K _c : 2.3E+07 K _i : 3.8E-01	0.9942
CE	3.2E+02	K _b : 2.0E-06 K _s : 1.9E+01	0.9395	8.8E+05	K _b : 2.4E-08 K _s : 1.7E+00	0.8071
IE	1.7E+00	K _i : 4.5E+01 K _s : -2.4E+00	0.9996	9.9E+04	K _i : -5.3E+00 K _s : 1.1E+01	0.9659
TT-E	6.4E+01	K _c : 8.8E+07 K _s : 3.0E-02	0.9862	3.8E+03	K _c : 3.0E+07 K _s : 1.5E+00	0.9977

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Parámetros de operación como el número de Reynolds afectan el mecanismo de taponamiento que predomina en una membrana. Rezaei *et al.* (2011) encontraron que con números de Reynolds menores a 750, el modelo de formación de torta taponante controla el taponamiento de una membrana de microfiltración (0.45µm) mientras que para valores altos de este parámetro se presentó una fase inicial de bloqueo estándar seguida por formación de torta taponante. En ese estudio el flujo presente alrededor de la membrana durante la

filtración fue laminar, con valores de números de Reynolds menores a 100, contribuyendo así al taponamiento superficial obtenido, sin embargo, en los periodos de relajación, el número de Reynolds fue superior a 15000 debido a la turbulencia generada por el burbujeo de gas, removiendo el taponamiento reversible y una menor compresibilidad de la torta taponante, aumentando así su porosidad y permitiendo el paso o adsorción de sustancias taponantes hacia el interior de la membrana.

Charfi *et al.* (2012) encontraron que el taponamiento presentado en membranas de MF y UF en experimentos a corto plazo (sin ciclos de limpieza), ocurrió en dos fases sucesivas correspondientes a dos mecanismos de taponamiento diferentes (torta taponante, intermedio o completo) y en algunos casos ocurrió el mismo mecanismo de taponamiento pero con valores diferentes de los parámetros optimizados, por tal razón se identificó el mecanismo de taponamiento para diferentes periodos, definidos de acuerdo con la tendencia de la variación P/Po. Las pruebas FI4R y FI4NR se dividieron en dos y tres periodos, respectivamente. Los resultados de los parámetros ajustados y el error de ajuste obtenidos con el modelo de las leyes de bloqueo son resumidos en las Tablas 4.36 y 4.37 y con los modelos combinados se encuentran en el inciso 3 del anexo.

Tabla 4.36. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en los dos periodos de la prueba F4R.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	4.85E-01	K _c : 2.3E+12	0.9862	2.40E+01	K _c : 1.2E+12	0.9985
Intermedio	9.78E-01	K _i : 8.9E+03	0.9929	7.79E+00	K _i : 3.9E+03	0.9978
Completo	2.18E+00	K _b : 3.5E-05	0.9852	7.21E+00	K _b : 1.3E-05	0.9648
Estándar	1.47E+00	K _s : 7.3E+03	0.9913	3.89E+00	K _s : 3.0E+03	0.9877

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla 4.37. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en tres periodos de la prueba F4NR.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo			Tercer periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	1.2E+02	K _c : 9.8E+11	0.999	6.1E+01	K _c : 2.6E+10	0.995	1.8E+01	K _c : 8.5E+09	0.941
Intermedio	4.7E+03	K _i : 1.4E+03	0.948	4.7E+01	K _i : 1.3E+02	0.996	1.7E+01	K _i : 4.7E+01	0.943
Completo	2.6E+04	K _b : 2.9E-06	0.772	3.5E+01	K _b : 6.3E-07	0.995	1.7E+01	K _b : 2.8E-07	0.946
Estándar	1.4E+04	K _s : 7.5E+02	0.857	3.9E+01	K _s : 1.2E+02	0.996	1.7E+01	K _s : 4.4E+01	0.944

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

De acuerdo a los resultados en cada fase con el modelo de las leyes de bloqueo, en la prueba FI4R predominaron los modelos intermedio y formación de torta taponante en el primer y segundo periodo. Comparando los valores de error de ajuste obtenidos al evaluar el tiempo total de filtración y por periodos, es notorio el descenso logrado en el primer periodo, ya que disminuyó de valores de E+01 a E-01 en la prueba FI4R, presentando un muy buen ajuste de los datos. En la prueba FI4NR predominaron los modelos correspondientes a formación de torta taponante en el primer periodo, mientras que en el segundo y tercer periodo no hubo un claro predominio de un mecanismo.

En la Tabla 4.38 se presenta un resumen de los coeficientes de correlación obtenidos en todos los periodos para cada uno de los modelos utilizados, los valores en negrita y subrayados indican el mejor ajuste obtenido. El análisis de los resultados en cada fase con el modelo combinado muestra que en la prueba FI4R predominaron los modelos completo estándar y torta taponante-estándar en el primer y segundo periodo, mientras que en la prueba FI4NR prevaleció el modelo de torta taponante-estándar en el primer periodo, intermedio estándar y completo estándar en el segundo periodo y torta taponante-completo en el periodo 3. Los valores de $K_b/(J_oK_s)$ y K_cJ_o/K_s en la prueba FI4R fueron $-1.5E-03$ y $-1.1E-03$ sugiriendo el predominio del bloqueo estándar en los dos periodos, contrario a lo obtenido con el modelo de las leyes de bloqueo. Por su parte, K_cJ_o/K_s en el primer periodo de la prueba FI4NR fue -1.7 sugiriendo una combinación de formación de torta taponante y bloqueo interno de poros, $K_b/(J_oK_s)$ fue de 0.95 en el segundo periodo y $K_cJ_o^2/K_b$ fue de 0.02 en el último periodo sugiriendo predominio del bloqueo completo.

Tabla 4.38. Coeficientes de correlación en cada periodo de las pruebas de filtración intermitente con agua residual real – escala laboratorio

	FI4R		FI4NR		
Modelos de las leyes de bloqueo					
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3
TT	0.986	<u>0.998</u>	<u>0.999</u>	0.995	0.941
I	<u>0.993</u>	<u>0.998</u>	0.948	<u>0.996</u>	0.943
C	0.985	0.965	0.772	0.995	<u>0.946</u>
E	0.991	0.988	0.857	<u>0.996</u>	0.944
Modelos combinados					
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3
TT-C	0.961	0.965	0.995	0.988	<u>0.945</u>
TT-I	0.979	0.996	0.999	0.996	0.943
CE	<u>0.991</u>	0.988	0.858	<u>0.996</u>	0.944
IE	0.979	0.988	0.988	0.996	0.944
TT-E	0.987	<u>0.998</u>	<u>0.999</u>	0.995	0.941

4.3.2 Filtración intermitente - Escala piloto

4.3.2.1 Desempeño general en las pruebas a escala piloto

La Tabla 4.39 presenta los resultados obtenidos en las pruebas a escala piloto sin burbujeo de gas y en Tabla 4.40 los correspondientes a las pruebas con burbujeo de gas.

Tabla 4.39. Desempeño general en la prueba FI4P

Parámetro	FI4P					
	Prueba 1			Prueba 2		
	Influyente	Efluente	Permeado	Influyente	Efluente	Permeado
Temperatura (°C)	21.7 ± 1.4	21.1 ± 1.7	20.6 ± 2.1	20.0 ± 1.0	19.0 ± 1.0	18.8 ± 1.1
pH (unidades)	8.0 ± 0.2	7.6 ± 0.1	8.0 ± 0.3	7.9 ± 0.3	7.7 ± 0.2	8.0 ± 0.2
Alcalinidad (mg CaCO ₃ ·L ⁻¹)	419 ± 55	414 ± 83	434 ± 58	336 ± 94	335 ± 101	394 ± 76
DQO total (mg O ₂ ·L ⁻¹)	608 ± 263	345 ± 76	153 ± 18	525 ± 174	222 ± 61	150 ± 33
ST (mg·L ⁻¹)	1950 ± 833	927 ± 187	741 ± 76	1408 ± 694	732 ± 127	738 ± 88
SVT (mg·L ⁻¹)	982 ± 499	350 ± 120	175 ± 33	545 ± 277	287 ± 55	265 ± 54
SST (mg·L ⁻¹)	772 ± 460	136 ± 36	4.0 ± 3.7	515 ± 472	70 ± 12	16 ± 6
SSV (mg·L ⁻¹)	634 ± 459	118 ± 34	4.0 ± 3.7	208 ± 52	69 ± 10	16 ± 6
SDT (mg·L ⁻¹)	1179 ± 413	791 ± 199	737 ± 74	893 ± 262	662 ± 123	722 ± 94
SDV (mg·L ⁻¹)	348 ± 80	231 ± 109	171 ± 32	337 ± 235	218 ± 55	249 ± 58

Tabla 4.40. Desempeño general en la prueba FI4NP

Parámetro	FI4NP					
	Prueba 1			Prueba 2		
	Influyente	Efluente	Permeado	Influyente	Efluente	Permeado
Temperatura (°C)	19.6 ± 1.0	18.6 ± 0.8	18.1 ± 2.2	19.9 ± 0.7	19.1 ± 0.7	18.5 ± 0.7
pH (unidades)	7.8 ± 0.3	7.4 ± 0.1	7.6 ± 0.2	7.8 ± 0.2	7.4 ± 0.1	7.7 ± 0.2
Alcalinidad (mg CaCO ₃ ·L ⁻¹)	267 ± 64	201 ± 165	255 ± 62	358 ± 54	275 ± 51	319 ± 57
DQO total (mg O ₂ ·L ⁻¹)	657 ± 235	130 ± 55	78 ± 35	835 ± 289	217 ± 59	107 ± 25
ST (mg·L ⁻¹)	2413 ± 946	473 ± 119	511 ± 80	2403 ± 927	666 ± 88	651 ± 79
SVT (mg·L ⁻¹)	1215 ± 313	193 ± 68	169 ± 72	1350 ± 313	220 ± 51	169 ± 37
SST (mg·L ⁻¹)	1307 ± 729	47 ± 9	15 ± 5	1315 ± 627	71 ± 14	11 ± 8
SSV (mg·L ⁻¹)	737 ± 311	47 ± 9	14 ± 4	808 ± 436	56 ± 10	11 ± 8
SDT (mg·L ⁻¹)	1106 ± 250	426 ± 111	496 ± 83	1089 ± 435	595 ± 90	643 ± 77
SDV (mg·L ⁻¹)	478 ± 60	145 ± 63	154 ± 73	542 ± 342	164 ± 48	159 ± 39

En las pruebas FI4P se presentó una diferencia de dos grados en la temperatura que afectó las remociones de DQO obtenidas. En el caso FI4NP, las dos pruebas presentaron la misma temperatura. Los valores de pH estuvieron alrededor de 7.6 unidades en la prueba FI4P y de 7.4 unidades en la prueba FI4NP; la alcalinidad no presentó variación entre el influente y el efluente del reactor en la prueba FI4P y la relación de alcalinidades (α) estuvo por encima de 0.7, indicando estabilidad en el proceso de digestión anaerobia (dato no mostrado).

En la Figura 4.60 se presentan las remociones de DQO obtenidas en todas las pruebas. La remoción promedio de DQO en el reactor UASB fue mayor en la prueba con burbujeo de nitrógeno, mostrando un mejor funcionamiento del reactor. Basado en la DQO del influente y el permeado, la remoción promedio total fue de 65.7 y 85.9% para las pruebas FI4P y FI4NP, respectivamente. A pesar de la diferencia entre las remociones totales, la remoción promedio por parte de la membrana estuvo alrededor del 40% en las dos pruebas. Las remociones fueron menores a las obtenidas en las pruebas en el laboratorio con agua residual sintética, debido a las diferencias en el tipo de sustancias presentes en el influente, lo que además explica la similitud con las pruebas realizadas con agua residual real a esta misma escala. Los valores de remoción obtenidos en la prueba FI4NP coinciden con otros autores que han encontrado eficiencias de remoción entre 80 y 90% en bio-reactores anaerobios a escala piloto que tratan aguas residuales municipales (An *et al.*, 2009; Giménez *et al.*, 2011; Lew *et al.*, 2009; Salazar Peláez, 2011).

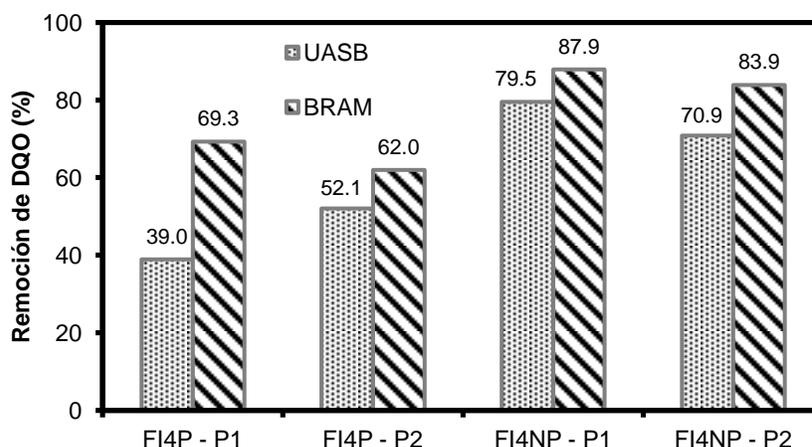


Figura 4.60. Remoción de DQO en las pruebas a escala piloto.

Por otro lado, se presentó buena remoción de sólidos suspendidos totales y volátiles en las prueba sin y con burbujeo de nitrógeno. Sin embargo, en el permeado hubo presencia de sólidos suspendidos y alta variabilidad de estos, debido a la contaminación de la muestra con partículas adheridas a las tuberías, además se presentaron casos en los que hubo un incremento en la cantidad de sólidos disueltos en el permeado, en comparación con el efluente, debido probablemente a que las muestras fueron tomadas de forma puntual y no se

tienen en cuenta las variaciones horarias que se pueden presentar en una planta de tratamiento que recibe descargas municipales. Tal situación introdujo incertidumbre en los resultados de la caracterización fisicoquímica del permeado en la prueba a escala piloto con agua residual real.

4.3.2.2 Características de la filtración

Las Figuras 4.61 y 4.62 muestran la evolución de la PTM promedio durante el tiempo de filtración en las dos pruebas. El tiempo transcurrido para alcanzar los 40 kPa para la condición FI4P fue de 179 y 108 horas para las pruebas 1 y 2, respectivamente. Cuando el burbujeo de gas fue introducido (prueba FI4NP), las corridas de filtración duraron 4 veces más (443 horas en las dos pruebas), indicando que el burbujeo de nitrógeno mejoró notoriamente el funcionamiento de la filtración y confirmando los resultados de laboratorio. Estos resultados coinciden con los encontrados por Fawehinmi *et al.* (2007) quienes reportaron una relación lineal entre la tasa de taponamiento y el burbujeo de gas, ya que obtuvieron disminución de la tasa de taponamiento de una membrana en un BRAM alimentado con agua residual real al doblar el burbujeo de gas nitrógeno.

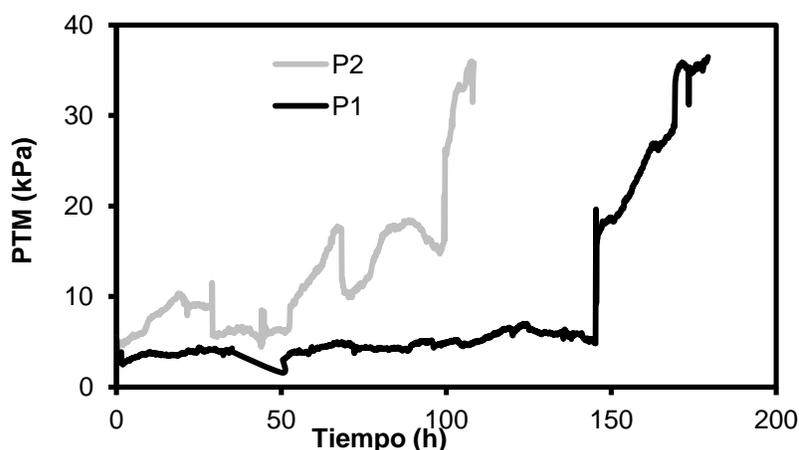


Figura 4.61. PTM promedio en las dos pruebas FI4P

Previo a las corridas de filtración, la resistencia intrínseca de la membrana (R_m) fue determinada y la resistencia total fue evaluada cuando la prueba finalizó (R_t). Las R_m para la membrana limpia fueron ($E12 m^{-1}$) 2.1 y 1.3 para las pruebas sin burbujeo nitrógeno y 1.7 y 2.2 para las pruebas con burbujeo. La resistencia al taponamiento ($R_t - R_m$) alcanzada hasta las 180 horas para las dos pruebas son mostradas en la Figura 4.63. Al igual que en las pruebas con agua sintética, en la figura se evidencia una resistencia a la filtración mucho más alta para las condiciones de filtración intermitente sin burbujeo de nitrógeno, en comparación con las pruebas en las que se incluía el burbujeo de gas.

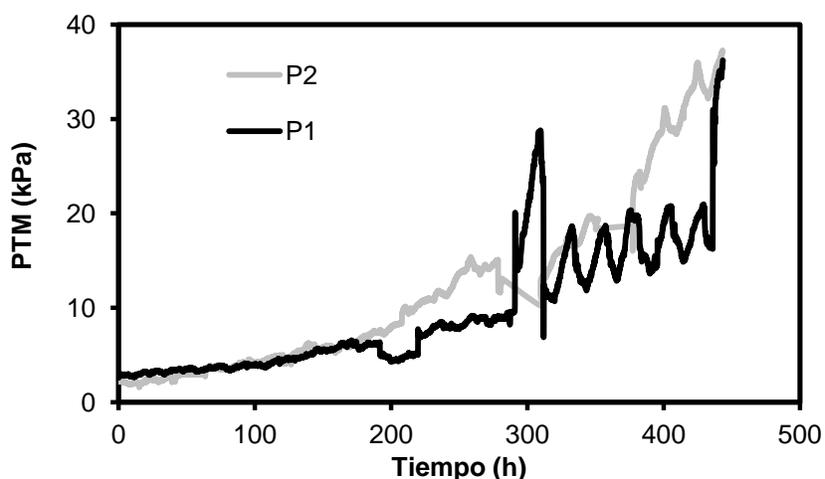


Figura 4.62. PTM promedio en las dos pruebas con N₂

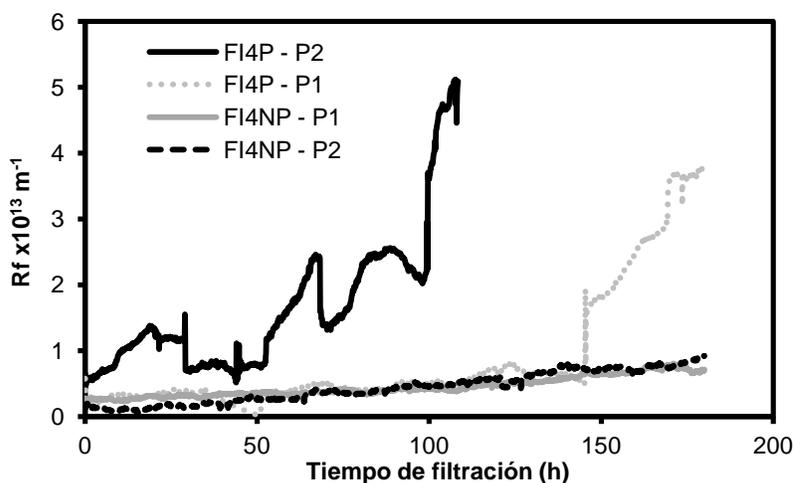


Figura 4.63. Resistencia al taponamiento en pruebas a escala piloto

La Figura 4.64 presenta los resultados de resistencia específica y tasa de taponamiento en las pruebas a escala piloto. La tasa de taponamiento es mayor en las pruebas sin burbujeo de nitrógeno al igual que la resistencia específica, sin embargo en la prueba FI4P - P1 se obtuvo un valor de α similar al obtenido en las pruebas con burbujeo de gas, debido principalmente a que los sólidos suspendidos presentes en el reactor durante esa prueba fueron el doble a los obtenidos en la prueba FI4P - P2. De acuerdo a Tiller *et al.* (1987), la estructura inicial de la torta taponante bajo un estrés nulo durante la filtración depende principalmente del tamaño de partícula, forma y grado de agregación; subsecuentemente cuando más partículas son depositadas sobre la membrana, la torta taponante se puede comprimir más incrementando así el valor de α (Chellam y Xu, 2006).

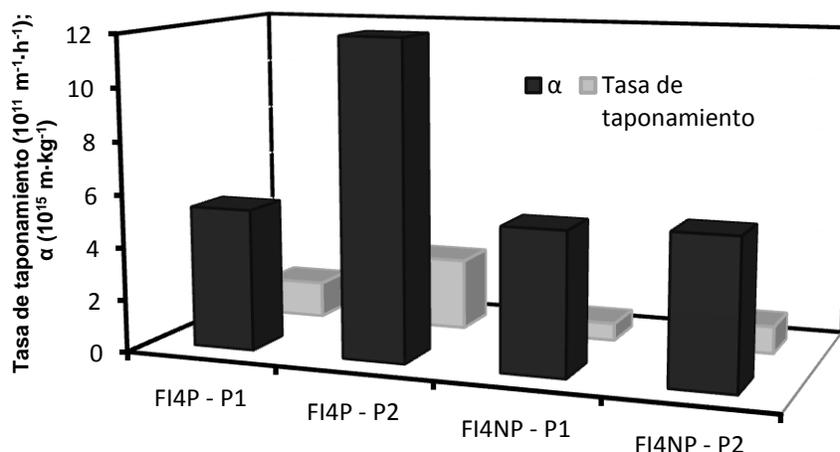


Figura 4.64. Resistencia específica y tasa de taponamiento en pruebas a escala piloto

4.3.2.3 Sustancias inorgánicas

En las Tabla 4.41 se presenta el comportamiento del nitrógeno amoniacal (N-NH_4), fósforo, calcio y magnesio en el efluente y permeado para las dos pruebas realizadas. De acuerdo a estos resultados, el fósforo y el calcio presentan una ligera remoción en la prueba FI4P-P1, mientras que en las demás pruebas no se presentaron mayores cambios en las concentraciones de estos componentes. En cuanto al nitrógeno amoniacal, se obtuvieron datos atípicos en el permeado de las pruebas FI4P-P2 y FI4NP-P2 debido probablemente a la contaminación de la muestra en esas pruebas. Al igual que en las pruebas con agua real a escala laboratorio, las concentraciones de las sustancias inorgánicas medidad son bajas, indicando la poca probabilidad de precipitación de la estruvita en el reactor.

Tabla 4.41. Sustancias inorgánicas en pruebas a escala piloto

Parámetro	FI4P				FI4NP			
	Prueba 1		Prueba 2		Prueba 1		Prueba 2	
	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado	Efluente	Permeado
N – NH₄ (mg · L ⁻¹)	61 ± 17	64 ± 16	45 ± 18	60 ± 13	21 ± 7	27 ± 2	36 ± 12	49 ± 11
Fósforo (mg · L ⁻¹)	12 ± 2	9 ± 1	6 ± 3	7 ± 2	4 ± 1	4 ± 1	5 ± 1	5 ± 1
Calcio (mg · L ⁻¹)	41 ± 4	37 ± 2	36 ± 4	36 ± 1	47 ± 5	53 ± 12	45 ± 12	41 ± 14
Magnesio (mg · L ⁻¹)	29 ± 4.3	27 ± 1	23 ± 4	25 ± 1	25 ± 5	24 ± 4	29 ± 8	29 ± 12

4.3.2.4 Sustancias orgánicas

La Figura 4.65 muestra la concentración total de PMS y SPE en el efluente del reactor UASB (e) y permeado (p) en las pruebas realizadas. La concentración de PMS en el efluente y permeado son mucho más altas que las SPE, sin embargo en promedio se presentó mayor porcentaje de retención de SPE que de PMS en la membrana (52.6% de SPE vs 17.4% de PMS), indicando que esta actuó como barrera para estos compuestos, causando acumulación en la superficie de la membrana (Bérubé *et al.*, 2006b; Le-Clech *et al.*, 2006; Rosenberger *et al.*, 2006). Los valores obtenidos de PMS y SPE en estas pruebas fueron mucho más altos que los encontrados en las pruebas a escala laboratorio, debido probablemente a la mayor velocidad ascensional en el reactor UASB (0.5 m/h en el piloto vs. 0.1 en el laboratorio), lo cual pudo producir el arrastre de material soluble desde la cama de lodos.

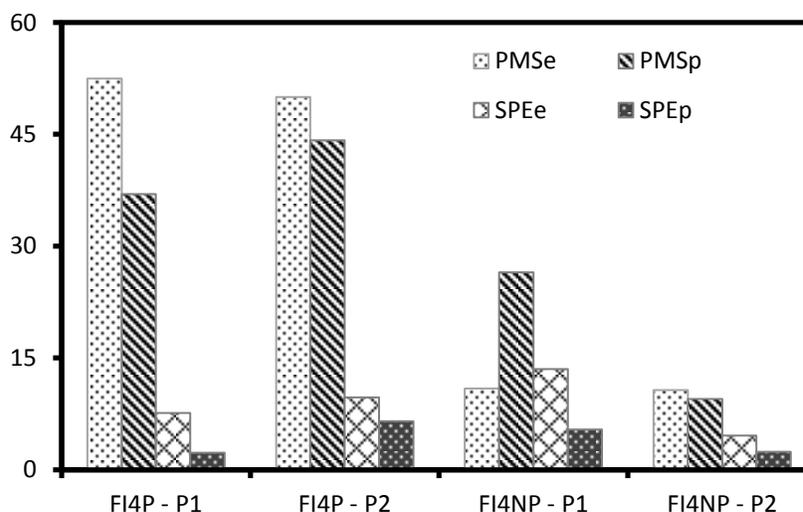


Figura 4.65. Contenido de PMS y SPE en el efluente y permeado

De acuerdo a los resultados, hubo claras diferencias estadísticas significativas entre los valores de PMS e para las condiciones FI4P y FI4NP, los cuales pudieron verse afectados por la turbulencia generada por el burbujeo de nitrógeno. Este resultado apoya el mejor desempeño del reactor UASB en condiciones de burbujeo, tal como se presentó en la Figura 4.60. En cuanto a las SPE, estas no presentaron diferencias estadísticas significativas entre las pruebas realizadas, confirmando que los PMS son los principales contribuyentes en el taponamiento de la membrana y su relación con el burbujeo de gas.

En la Tabla 4.42 se muestra la composición y concentración de PMS y SPE en el efluente del UASB. De acuerdo a estos resultados, la concentración de carbohidratos tanto en los PMS como en las SPE en efluente del reactor UASB, son más altas en la prueba sin burbujeo de nitrógeno, confirmando los resultados obtenidos en las pruebas a escala laboratorio, en las cuales se presentó el mismo comportamiento, revelando la influencia de

los carbohidratos en el taponamiento de la membrana. De acuerdo a Salazar-Pelaez *et al.* (2011b), para efluentes de reactores UASB a diferentes tiempos de retención hidráulico (4, 8 y 12 horas), la mayoría de carbohidratos y proteínas medidos fueron partículas y grandes coloides (50-60%) y la segunda fracción encontrada corresponde a los que tienen tamaño menor a $0.1 \mu\text{m}$ (25%). Teniendo en cuenta que la membrana utilizada en este experimento es de ultrafiltración, es de esperarse que la mayoría de los carbohidratos sean retenidos por la membrana favoreciendo su taponamiento.

Tabla 4.42. Composición y concentración promedio de PMS y SPE en el efluente del UASB durante las pruebas a escala piloto

Parámetro		FI4P – P1	FI4NP – P1
PMS	Carbohidratos ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	5.1 ± 1.6	1.7 ± 0.6
	Proteínas ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	5.4 ± 1.8	3.9 ± 1.9
	UV_{254} (cm^{-1})	0.988 ± 1.182	0.315 ± 0.127
	SUVA ($\text{L}\cdot\text{mg}^{-1}\text{C}\cdot\text{m}^{-1}$)	2.5 ± 2.0	2.5 ± 1.8
SPE	Carbohidratos ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	5.3 ± 3.8	1.8 ± 1.0
	Proteínas ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	3.6 ± 1.7	2.0 ± 0.6
	UV_{254} (cm^{-1})	0.999 ± 1.229	0.034 ± 0.024
	SUVA ($\text{L}\cdot\text{mg}^{-1}\text{C}\cdot\text{m}^{-1}$)	0.4 ± 0.1	0.7 ± 0.6

En cuanto a la aromaticidad de los PMS y las SPE en el efluente, la prueba ANOVA confirmó que el SUVA de los PMS y las SPE en el efluente no tuvieron una diferencia estadística significativa entre las pruebas con y sin burbujeo de gas, indicando que el burbujeo de nitrógeno no afectó este parámetro.

4.3.2.5 Tamaño de partícula

En las Figuras 4.66 y 4.67 se muestra la distribución de tamaño de partícula en el efluente del reactor durante las pruebas FI4P 1 y 2 y en las Figuras 4.68 y 4.69 las correspondientes a las pruebas FI4NP 1 y 2. En las Tablas 4.43 y 4.44 se presentan los valores del $d(0.1)$, $d(0.5)$ y $d(0.9)$ para todas las pruebas.

Tabla 4.43. Relación de diámetros de partícula (μm) en las pruebas FI4P

Prueba 1				Prueba 2			
Día	$d(0.1)$	$d(0.5)$	$d(0.9)$	Día	$d(0.1)$	$d(0.5)$	$d(0.9)$
2	9.10	37.46	224.46	1	7.74	30.54	118.36
7	9.57	34.45	106.47	4	11.62	48.30	120.78

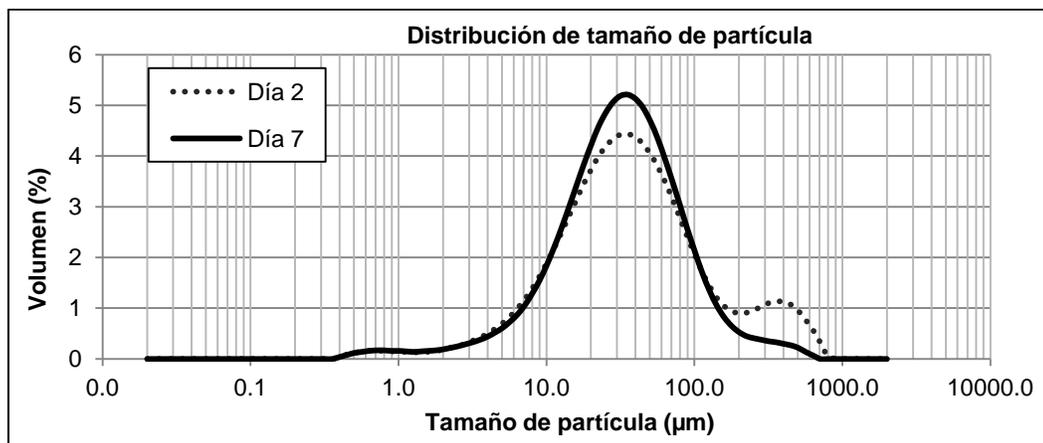


Figura 4.66. DTP en el efluente del reactor UASB escala piloto en la prueba FI4P – P1

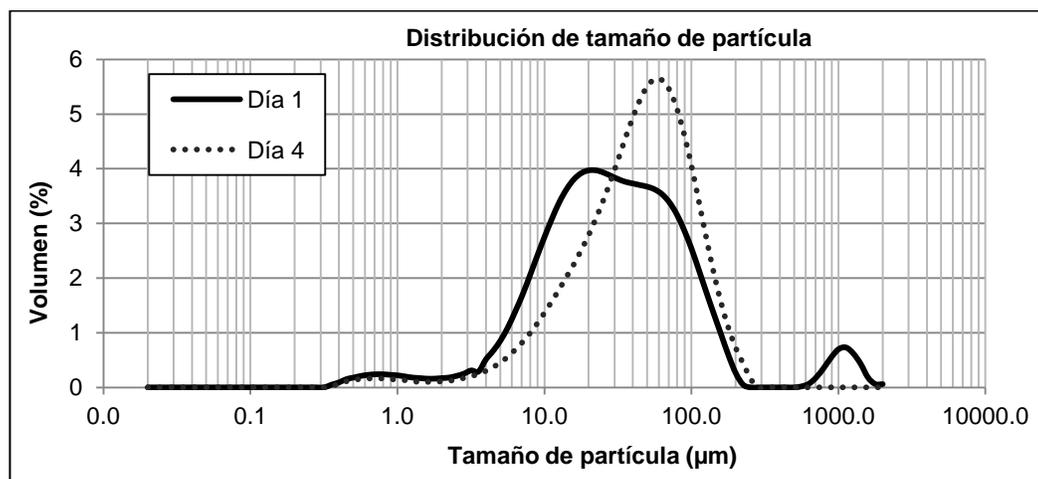


Figura 4.67. DTP en el efluente del reactor UASB escala piloto en la prueba FI4P – P2

Tabla 4.44. Relación de diámetros de partícula (µm) en las pruebas FI4NP

Prueba 1				Prueba 2			
Día	d(0.1)	d(0.5)	d(0.9)	Día	d(0.1)	d(0.5)	d(0.9)
1	9.74	35.03	123.39	1	14.67	52.68	145.72
5	15.60	50.55	120.21	10	15.28	47.02	124.76
13	15.03	48.89	198.84	21	17.00	59.96	145.48

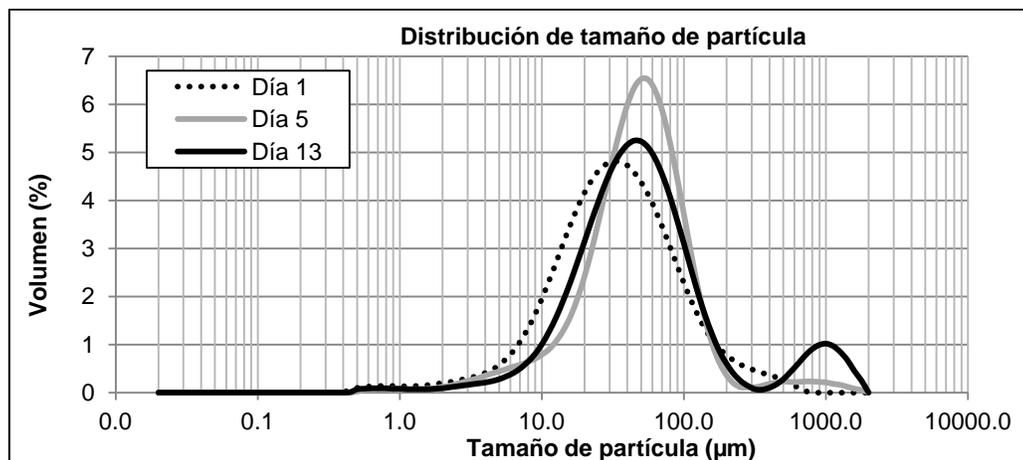


Figura 4.68. DTP en el efluente del reactor UASB escala piloto en la prueba FI4NP – P1

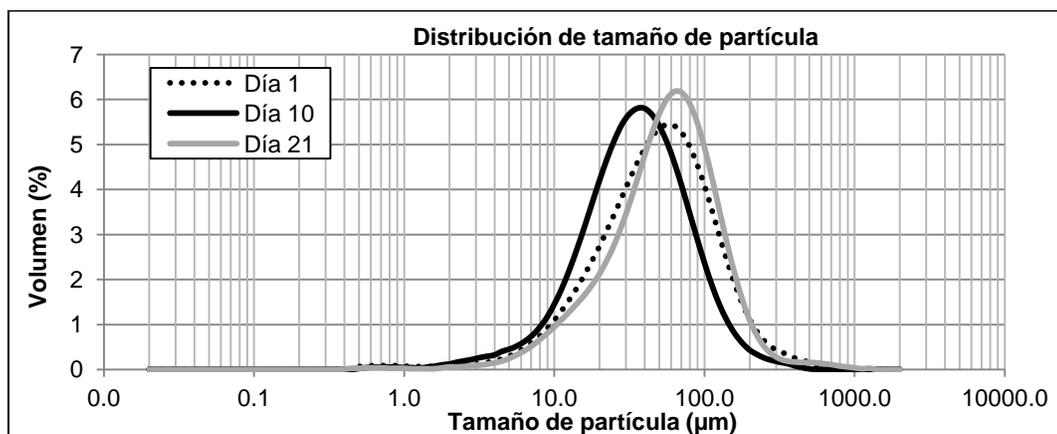


Figura 4.69. DTP en el efluente del reactor UASB escala piloto en la prueba FI4NP – P2

En las dos pruebas sin burbujeo de nitrógeno se registró una distribución de tamaño con un primer pico alrededor de los 40 µm y para las pruebas con burbujeo el pico estuvo entre los 50 µm y 60 µm. Las pruebas se caracterizaron por la presencia de grandes agregados, los cuales juegan un papel importante en el proceso de formación y estructura de la torta taponante (Lin *et al.*, 2010)

Los valores de tamaño promedio de partícula encontrados en este estudio son más altos que los encontrados en otros estudios con BRAM sumergidos a escala piloto (Martinez-Sosa *et al.*, 2011), pero similares a los encontrados por otros autores a escala laboratorio (Hu y Stuckey, 2006; Jeison y van Lier, 2006a; Pastor *et al.*, 2010).

4.3.2.6 Mecanismos de taponamiento

En las pruebas a escala piloto también se determinaron los mecanismos de taponamiento dominantes en cada una de las pruebas de filtración intermitente. Las Figuras 4.70 y 4.71 muestran los datos experimentales, así como la trayectoria teórica de los cuatro mecanismos de taponamiento del modelo de las leyes de bloqueo, para las pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de gas a escala piloto. Los parámetros y el error de ajuste son resumidos en la Tabla 4.45.

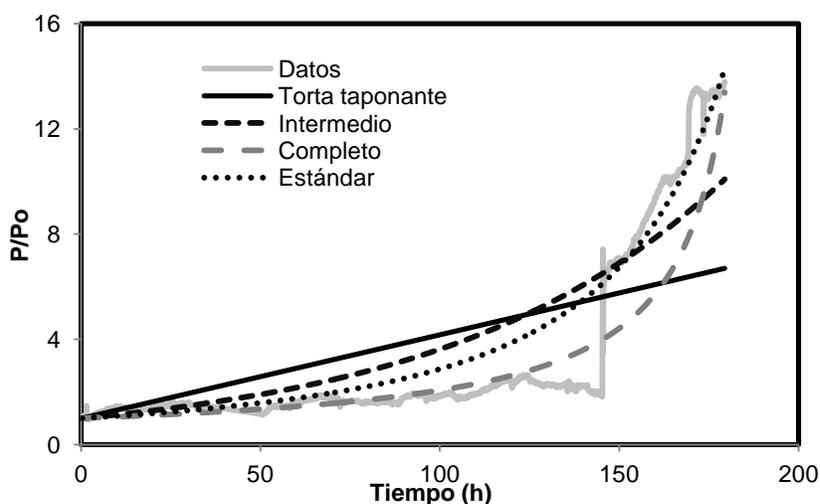


Figura 4.70. Datos y curvas ajustadas con el MLB en prueba FI4P – P1

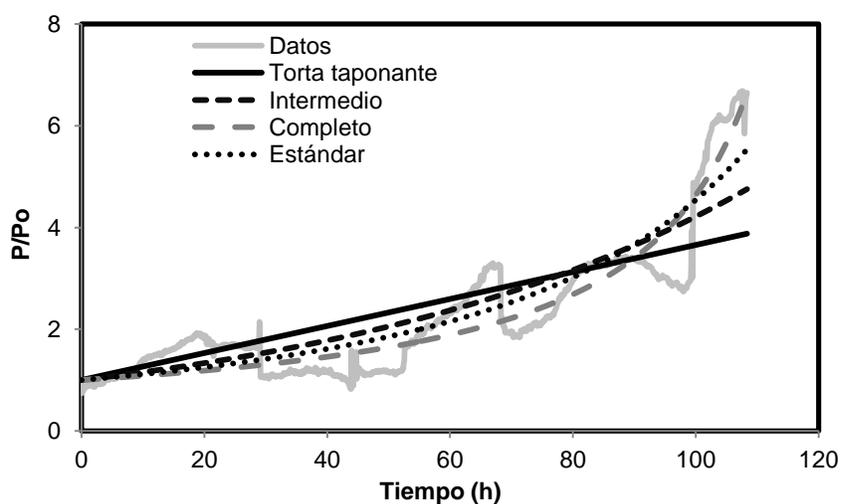


Figura 4.71. Datos y curvas ajustadas con el MLB en prueba FI4P – P2.

Tabla 4.45. Parámetros ajustados y error de ajuste para el MLB en el periodo experimental en pruebas sin burbujeo de gas a escala piloto

Modelo	Prueba 1			Prueba 2		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	1.40E+04	K _c : 2.8E+11	0.720	9.53E+02	K _c : 2.3E+11	0.802
Intermedio	7.52E+03	K _i : 6.3E+02	0.869	6.07E+02	K _i : 7.0E+02	0.870
Completo	4.70E+03	K _b : 1.4E-06	0.951	3.36E+02	K _b : 2.2E-06	0.927
Estándar	3.22E+03	K _s : 4.0E+02	0.946	4.38E+02	K _s : 5.2E+02	0.904

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

De acuerdo con el modelo de las leyes de bloqueo, en las dos pruebas de filtración intermitente sin burbujeo de gas a escala piloto predominó el mecanismo de bloqueo completo, sin embargo el error de ajuste obtenido es alto y los coeficientes de correlación bajos, indicando que no hay un predominio total de un mecanismo en estas pruebas.

Los parámetros y el error de ajuste obtenidos con los modelos combinados se presentan en el inciso 4 del anexo. En la Tabla 4.46 se presenta un resumen de los coeficientes de correlación obtenidos con los dos modelos. Con los modelos combinados el modelo torta taponante-estándar predominó en las dos pruebas y los valores de $K_c J_o / K_s$ fueron de -1.5 y -1.1, indicando que la contribución de los dos componentes del modelo es similar. Sin embargo, los coeficientes de correlación obtenidos con el modelo combinado son similares a los del modelo de las leyes de bloqueo y no se nota un mayor cambio.

Tabla 4.46. Coeficientes de correlación en las pruebas FI4P

	FI4P-P1	FI4P-P2
Modelos de las leyes de bloqueo		
TT	0.720	0.802
I	0.869	0.870
C	0.951	0.927
E	0.946	0.904
Modelos combinados		
TT-C	0.892	0.806
TT-I	0.890	0.879
CE	0.945	0.904
IE	0.946	0.904
TT-E	0.966	0.922

En las dos pruebas se presentaron diferentes etapas durante el periodo experimental para las cuales se identificó el mecanismo de taponamiento predominante. En la prueba 1, el primer periodo abarcó las primeras 35 horas, el segundo periodo hasta las 145 horas y el último periodo incluyó las últimas 34 horas; la segunda prueba se dividió en un primer periodo de 99.5 horas y otro con las últimas 8.5 horas. Los resultados de los parámetros ajustados y el error de ajuste con el modelo de las leyes de bloqueo son resumidos en las Tablas 4.47 y 4.48.

Tabla 4.47. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en tres periodos de la prueba FI4P – P1

Modelo	Periodo 1			Periodo 2			Tercer periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	5.8E+00	K _c : 1.7E+11	0.835	7.0E+01	K _c : 5.9E+10	0.830	5.9E+01	K _c : 3.8E+10	0.976
Intermedio	7.7E+00	K _i : 7.6E+02	0.813	9.5E+01	K _i : 2.5E+02	0.823	5.5E+01	K _i : 1.7E+02	0.976
Completo	1.0E+01	K _b : 3.3E-06	0.788	1.5E+02	K _b : 1.0E-06	0.807	5.0E+01	K _b : 7.5E-07	0.976
Estándar	8.8E+00	K _s : 6.8E+02	0.800	1.2E+02	K _s : 2.1E+02	0.816	5.3E+01	K _s : 1.5E+02	0.976

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla 4.48. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en dos periodos de la prueba FI4P – P2

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	2.7E+02	K _c : 1.7E+11	0.820	1.3E+00	K _c : 1.8E+10	0.920
Intermedio	2.2E+02	K _i : 6.0E+02	0.847	1.3E+00	K _i : 9.2E+01	0.920
Completo	2.7E+02	K _b : 2.1E-06	0.835	1.3E+00	K _b : 4.8E-07	0.919
Estándar	2.3E+02	K _s : 4.7E+02	0.848	1.3E+00	K _s : 8.8E+01	0.919

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

En las dos pruebas no se tiene un buen ajuste de los datos, especialmente durante los dos primeros periodos, mostrando que estas primeras etapas presentaron una mayor variabilidad que impide una buena modelación de la corrida. Esta situación se debe a los continuos ajustes realizados al flux para mantener el valor constante establecido y que a su vez provocaban cambios súbitos en la PTM. Con los modelos combinados se obtuvo valores similares a los encontrados con el modelo de las leyes de bloqueo, indicando que no hubo diferencias entre los dos modelos utilizados. Los parámetros y el error de ajuste obtenidos

con los modelos combinados se presentan en el inciso 4 del anexo. En la Tabla 4.49 se presenta un resumen de los coeficientes de correlación obtenidos con los dos modelos.

Tabla 4.49. Coeficientes de correlación en cada periodo de las prueba FI4P

	FI4P-P1			FI4P-P2	
Modelos de las leyes de bloqueo					
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 1	Periodo 2
TT	0.8347	0.8298	0.9757	0.8200	0.9205
I	0.8127	0.8234	0.9761	0.8468	0.9198
C	0.7883	0.8071	0.9763	0.8347	0.9190
E	0.8000	0.8162	0.9763	0.8478	0.9195
Modelos combinados					
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 1	Periodo 2
TT-C	0.8432	0.8215	0.9777	0.8199	0.9229
TT-I	0.8431	0.8199	0.9774	0.8480	0.9198
CE	0.8087	0.8106	0.9776	0.8477	0.9153
IE	0.8744	0.8345	0.9776	0.8481	0.9195
TT-E	0.8328	0.8297	0.9748	0.8369	0.9074

Las Figuras 4.72 y 4.73 muestran los datos experimentales, así como la trayectoria teórica de los cuatro mecanismos de taponamiento del modelo de las leyes de bloqueo, de las pruebas de filtración intermitente con burbujeo de gas a escala piloto. Los parámetros y el error de ajuste son resumidos en la Tabla 4.50.

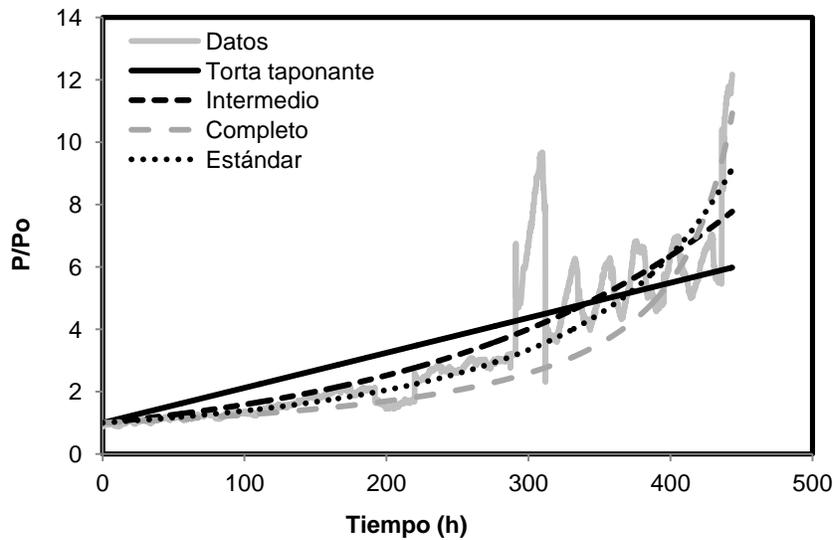


Figura 4.72. Datos y curvas ajustadas con el MLB en prueba FI4NP – P1

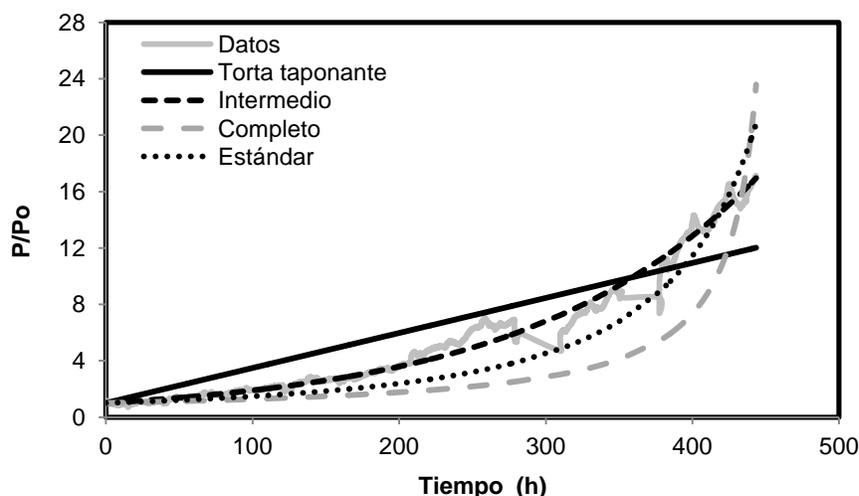


Figura 4.73. Datos y curvas ajustadas con el MLB en prueba FI4NP – P2

Tabla 4.50. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en el periodo experimental en pruebas con burbujeo de gas a escala piloto

Modelo	Prueba 1			Prueba 2		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	8.8E+03	$K_c: 9.7E+10$	0.860	1.7E+04	$K_c: 2.2E+11$	0.945
Intermedio	5.9E+03	$K_i: 2.3E+02$	0.887	1.4E+03	$K_i: 3.1E+02$	0.992
Completo	1.4E+04	$K_b: 5.7E-07$	0.831	4.0E+04	$K_b: 6.0E-07$	0.890
Estándar	6.8E+03	$K_s: 1.5E+02$	0.869	1.2E+04	$K_s: 1.7E+02$	0.964

En las pruebas de filtración intermitente con burbujeo de gas a escala piloto predominó el bloqueo intermedio, de acuerdo al modelo de las leyes de bloqueo, sin embargo los coeficientes de correlación son bajos en la prueba 1, indicando que hay combinación de varios mecanismos. Con los modelos combinados (Ver anexo) se tuvo la misma tendencia que con el modelo de las leyes de bloqueo, con respecto a los coeficientes de correlación y no se observó un predominio claro de un mecanismo. En la Tabla 4.51 se presenta un resumen de los coeficientes de correlación obtenidos con los dos modelos.

Debido al error de ajuste alto presentado en las dos pruebas, éstas se dividieron en dos etapas. En la prueba 1, el primer periodo abarcó las primeras 290 horas y el periodo final hasta las 443 horas; la segunda prueba se dividió en un primer periodo de 259 horas y otro con las últimas horas. Los resultados de los parámetros ajustados y el error de ajuste con el modelo de las leyes de bloqueo son resumidos en las Tablas 4.52 y 4.53.

Tabla 4.51. Coeficientes de correlación en las prueba FI4NP

	FI4NP-P1	FI4NP-P2
Modelos de las leyes de bloqueo		
TT	0.860	0.945
I	<u>0.887</u>	<u>0.992</u>
C	0.831	0.890
E	0.869	0.964
Modelos combinados		
TT-C	0.885	<u>0.993</u>
TT-I	<u>0.887</u>	0.992
CE	0.869	0.967
IE	0.886	0.992
TT-E	0.869	0.992

Tabla 4.52. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en dos periodos de la prueba FI4NP – P1

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	4.3E+01	K_c : 4.3E+10	0.928	2.0E+03	K_c : 1.8E+10	0.288
Intermedio	2.5E+01	K_i : 1.9E+02	0.948	7.7E+02	K_i : 7.9E+01	0.293
Completo	1.5E+01	K_b : 7.9E-07	0.949	3.3E+02	K_b : 3.7E-07	0.299
Estándar	1.9E+01	K_s : 1.6E+02	0.952	4.6E+02	K_s : 7.2E+01	0.296

Tabla 4.53. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en dos periodos de la prueba FI4NP – P2

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
Torta taponante	1.3E+03	K_c : 1.3E+11	0,945	3.1E+02	K_c : 1.4E+10	0,953
Intermedio	2.2E+02	K_i : 3.4E+02	0,988	2.8E+02	K_i : 6.6E+012	0,961
Completo	8.0E+02	K_b : 9.5E-07	0,968	2.5E+02	K_b : 2.7E-07	0,969
Estándar	1.2E+02	K_s : 2.4E+02	0,993	2.6E+02	K_s : 5.9E+01	0,966

En la prueba 1 se tuvo en el primer periodo predominio del bloqueo estándar mientras que en el segundo periodo no se presentó dominio de ningún mecanismos, ya que los coeficientes de correlación obtenidos son muy bajos debido a las variaciones en la PTM por el continuo ajuste del flux. . En la prueba 2 predominaron el bloqueo estándar y completo en el primer y segundo periodo, respectivamente. Con los modelos combinados (Ver anexo), en la prueba FI4NP-P1 predominaron los modelos completo-estándar, intermedio-estándar y torta taponante-estándar el periodo 1 y en el segundo periodo ningún modelo se ajustó a los datos. Los valores obtenidos de $K_s/J_0/K_s$, K_i/K_s y K_cJ_0/K_s en el primer periodo son 0.046, 0.0001 y -0.0002, indicando una mayor contribución del bloqueo estándar, coincidiendo con el mecanismo de las leyes de bloqueo. En la Tabla 4.54 se presenta un resumen de los coeficientes de correlación obtenidos en cada periodo con los dos modelos.

Tabla 4.54. Coeficientes de correlación en cada periodo de las prueba FI4NP

	FI4P-P1		FI4P-P2	
Modelos de las leyes de bloqueo				
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 1	Periodo 2
TT	0.9278	0.2883	0.9452	0.9530
I	0.9481	0.2935	0.9883	0.9608
C	0.9488	0.2989	0.9681	0.9687
E	0.9520	0.2965	0.9932	0.9656
Modelos combinados				
	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 1	Periodo 2
TT-C	0.9517	0.2967	0.9943	0.9530
TT-I	0.9490	0.2935	0.9913	0.9619
CE	0.9520	0.2964	0.9930	0.9657
IE	0.9520	0.2965	0.9942	0.9656
TT-E	0.9520	0.2985	0.9945	0.9838

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos en todas las pruebas de filtración, al evaluarse con el modelo de las leyes de bloqueo, es notorio el predominio del taponamiento superficial, especialmente del mecanismo de formación de torta taponante, coincidiendo con los resultados encontrados por Charfi *et al.* (2012), quienes encontraron en BRAM operados a PTM constante que los mecanismos predominantes fueron la formación de torta taponante, bloqueo intermedio y completo. Esta hipótesis fue confirmada al evaluar las pruebas de filtración en diferentes periodos, obteniéndose nuevamente el predominio del taponamiento superficial sobre el bloqueo interno de poros, especialmente en las pruebas realizadas a escala laboratorio.

Aunque predominó el mecanismo de formación de torta taponante en el modelo de las leyes de bloqueo, los valores de los parámetros ajustados (K_c) disminuyeron notoriamente de $3.5E+08$ en la prueba FC8H a $1.5E+07$ en la prueba FI4N, sugiriendo una menor tendencia a

la formación de torta taponante con la inclusión de estrategias de control de taponamiento como periodos de relajación o burbujeo de gas. En los periodos de relajación, el retrotransporte de las sustancias taponantes es mejorado, ya que las que se encuentran adheridas a la membrana de una forma reversible, son alejadas de la membrana por el gradiente de concentración (Le-Clech *et al.*, 2006), permitiendo la adsorción de nuevas sustancias taponantes en la membrana y la permanencia de aquellas retenidas de forma irreversible. Wu *et al.* (2008a) encontraron que la relajación tuvo un efecto positivo sobre el control de taponamiento de la membrana al remover sólidos (torta taponante) y en menor cantidad taponamiento irreversible, sin embargo, no fue efectivo contra el bloqueo de poros. En el caso del burbujeo de gas, éste altera la capa de concentración-polarización por la turbulencia creada alrededor de la membrana, además de mejorar el retrotransporte de las sustancias taponantes (Cui *et al.*, 2003). Sin embargo, el taponamiento interno de los poros no puede ser evitado con esta estrategia (Psoch y Schiewer, 2005).

A pesar de que el MLB ha sido utilizado ampliamente en bio-reactores de membrana, este es incapaz de proveer un comportamiento detallado del taponamiento de la membrana, ya que no tiene en cuenta las variaciones temporales del rechazo de las sustancias taponantes provocadas por las estrategias de control adoptadas, además los parámetros de operación y de la solución en contacto con la membrana varía de un sistema a otro. En este estudio, aunque predominó el mecanismo de formación de torta taponante en todas las pruebas a escala laboratorio, sólo en 2 de las 9 pruebas realizadas se alcanzó un coeficiente de correlación superior al 99%. En las pruebas a escala piloto predominó el bloqueo completo e intermedio para las pruebas sin y con burbujeo de nitrógeno, pero de igual forma, los coeficientes de correlación fueron inferiores al 99%, a excepción de la prueba FI4NP-2. Al seccionar cada prueba en periodos de acuerdo al comportamiento de los datos, en algunos casos se obtuvieron mejores resultados y evidenciaron las etapas de la prueba en las cuales no se tiene un claro predominio de un mecanismo.

En cuanto a los modelos combinados, en la mayoría de los casos se ajustaron similarmente a los modelos de las leyes de bloqueo y por lo tanto no representaron una mejora en el análisis de los mecanismos de taponamiento. Solo en las pruebas FI10, FI4, FI4R y FI4NR se observó un mejor ajuste con este modelo, predominando los mecanismos de torta taponante-estándar e intermedio-estándar. Al igual que con el modelo de las leyes de bloqueo, es difícil predecir los mecanismos de taponamiento con este modelo debido a que posee las mismas desventajas y sólo tiene en cuenta la combinación de dos mecanismos en forma simultánea y no considera una combinación o dinámica de estos debido a estrategias de control o cambios en las características del licor mixto o en los parámetros de operación.

4.4 Autopsias de membranas en pruebas de filtración intermitente

Diferentes compuestos orgánicos (PMS, SPE, carbohidratos, proteínas) e inorgánicos (sales) son los responsables del taponamiento de membranas de ultrafiltración. Las Figuras 4.74 a

4.76 muestran las micrografías electrónicas de barrido realizadas a las membranas taponadas obtenidas en las pruebas de filtración intermitente con agua residual sintética a escala laboratorio. En estas se observa la formación de una torta taponante sobre la superficie de la membrana que a su vez presenta fisuras que permiten la visualización de la membrana y que al realizarse magnificación de la imagen, se pueden apreciar diferentes tipos de microorganismos, así como algunos compuestos inorgánicos.

Estas observaciones parecen apoyar los resultados encontrados al determinar los mecanismos de taponamiento en cada prueba, en los que predominó el taponamiento superficial. En las micrografías también se observa que la torta taponante formada en las pruebas con burbujeo de nitrógeno (FI10N y FI4N) fue más densa que en la ausencia de esta condición, coincidiendo con los datos de densidad de la capa taponante (DCT) obtenidos: 4.7 y 9.5 $\text{mg}\cdot\text{cm}^{-2}$ (FI10N y FI4N) vs. 4.0 y 4.3 $\text{mg}\cdot\text{cm}^{-2}$ (FI10 y FI4). Los valores de DCT en las pruebas sin burbujeo de nitrógeno no presentaron diferencias significativas; caso contrario ocurrió en las pruebas con burbujeo de gas en las que la diferencia fue notoria, presentando valores mayores la prueba FI4N los cuales fueron similares a los obtenidos por Salazar-Pelaez (2011) en un BRAM que trataba agua residual municipal con membrana externa.

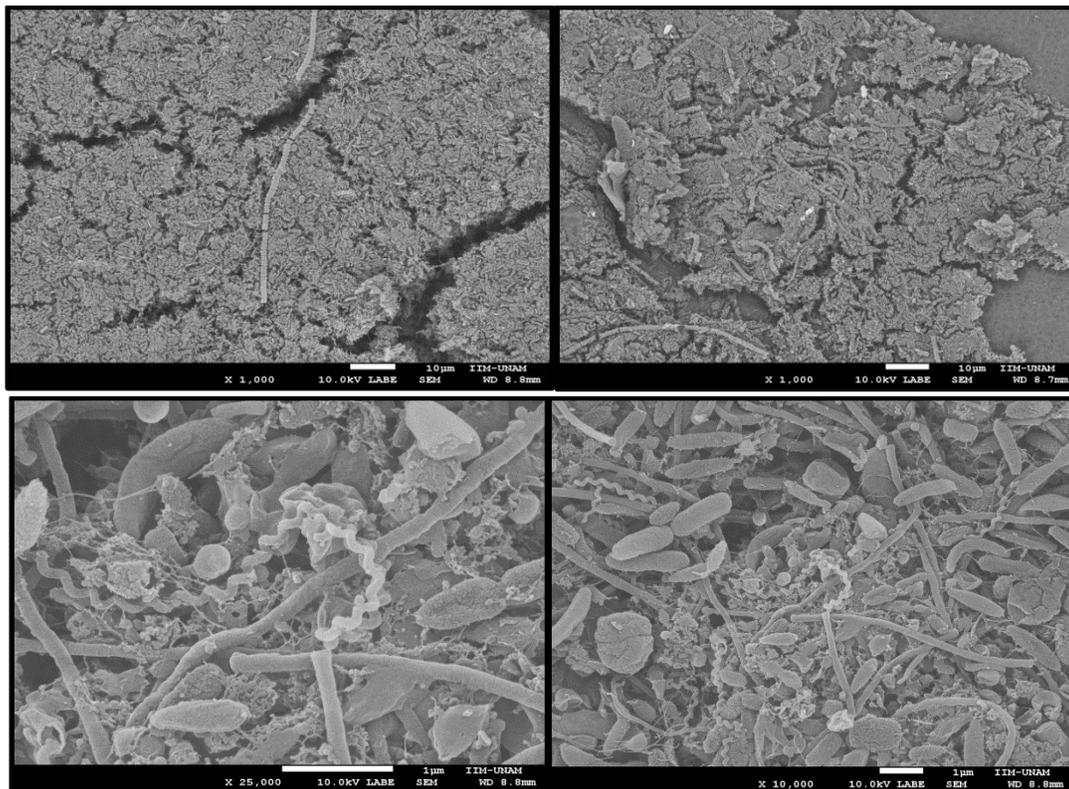


Figura 4.74. Micrografías de la prueba FI10

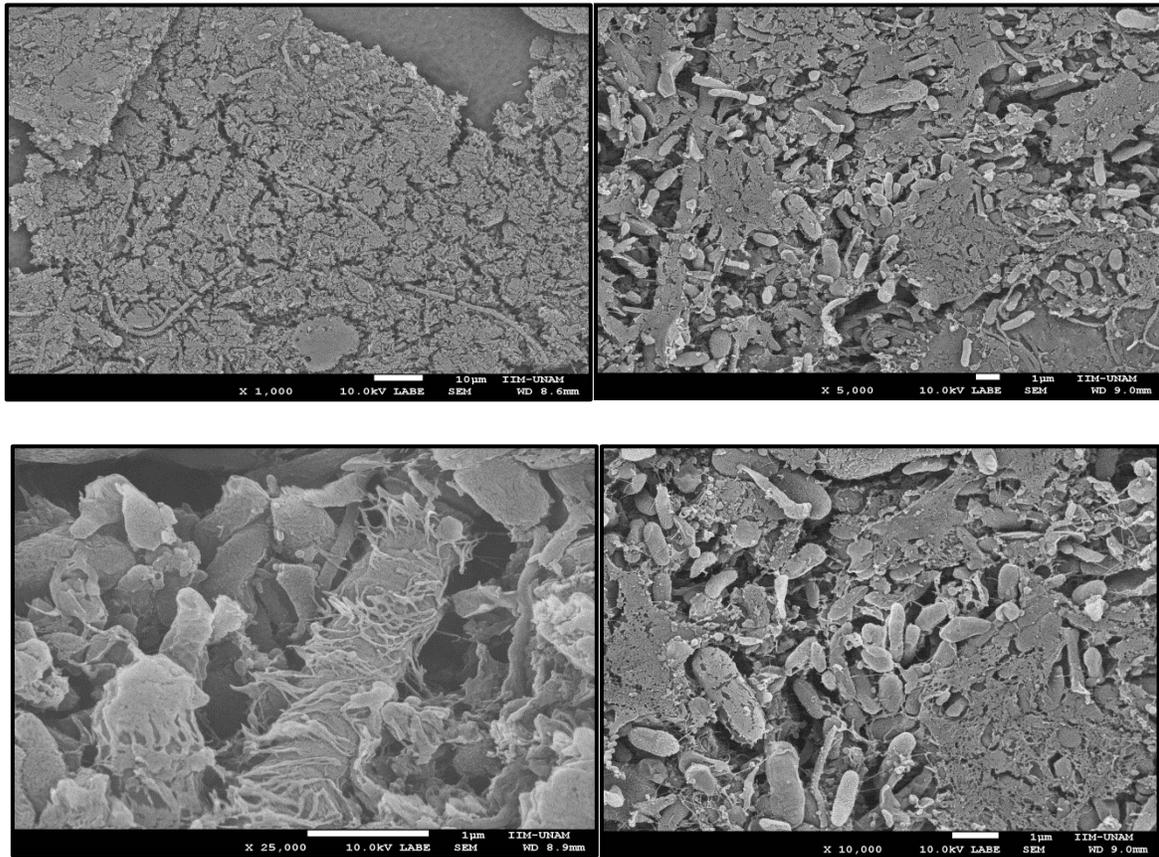


Figura 4.75. Micrografías de la prueba FI4

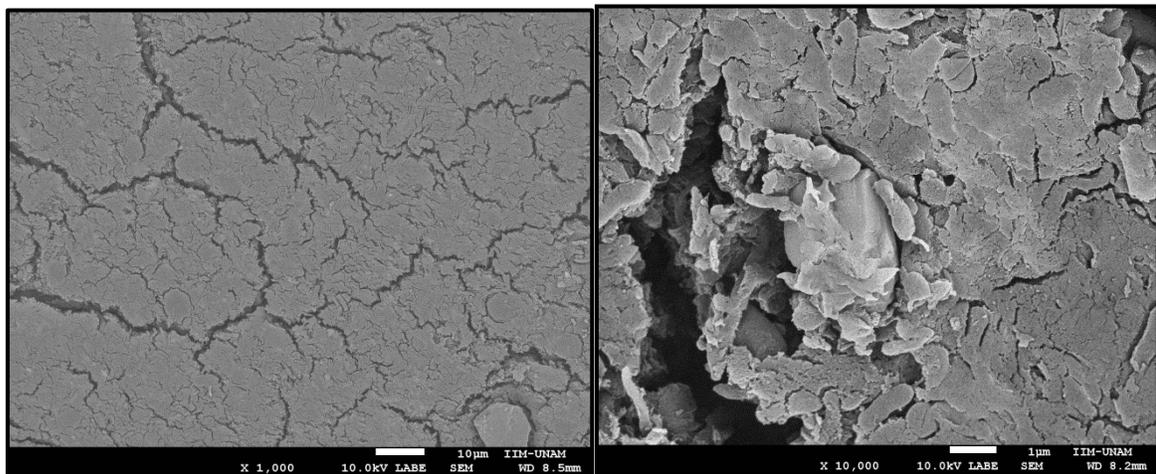


Figura 4.76. Micrografías de la prueba FI10N

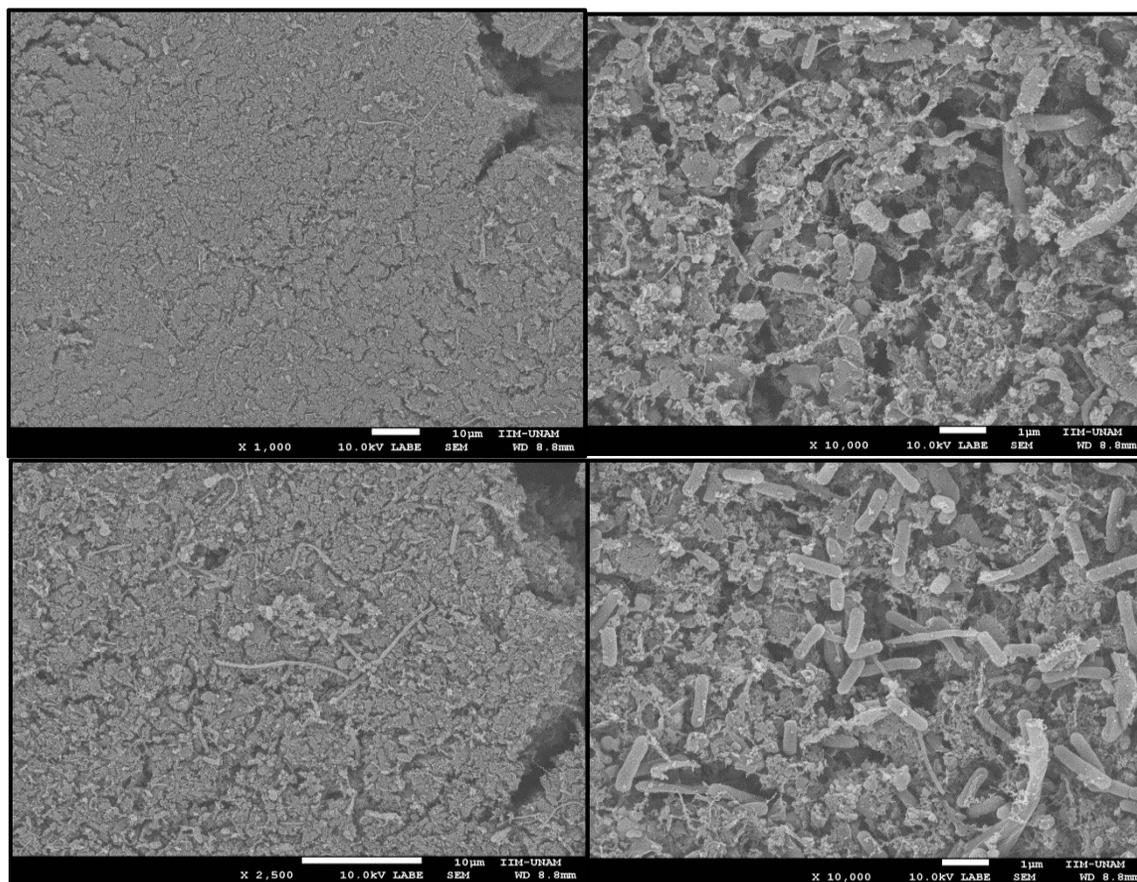


Figura 4.77. Micrografías de la prueba FI4N

El análisis de EDX reveló la presencia de carbono, nitrógeno y oxígeno, asociado al material orgánico y los microorganismos presentes en la capa taponante. Además se identificaron elementos como fluor y cloro, asociados al material de la membrana (FPVD) y oro proveniente del recubrimiento realizado a las muestras. Adicionalmente se identificaron otros elementos como calcio, silicio, hierro, magnesio, titanio, cobre y fósforo (Figuras 4.78 - 4.81).

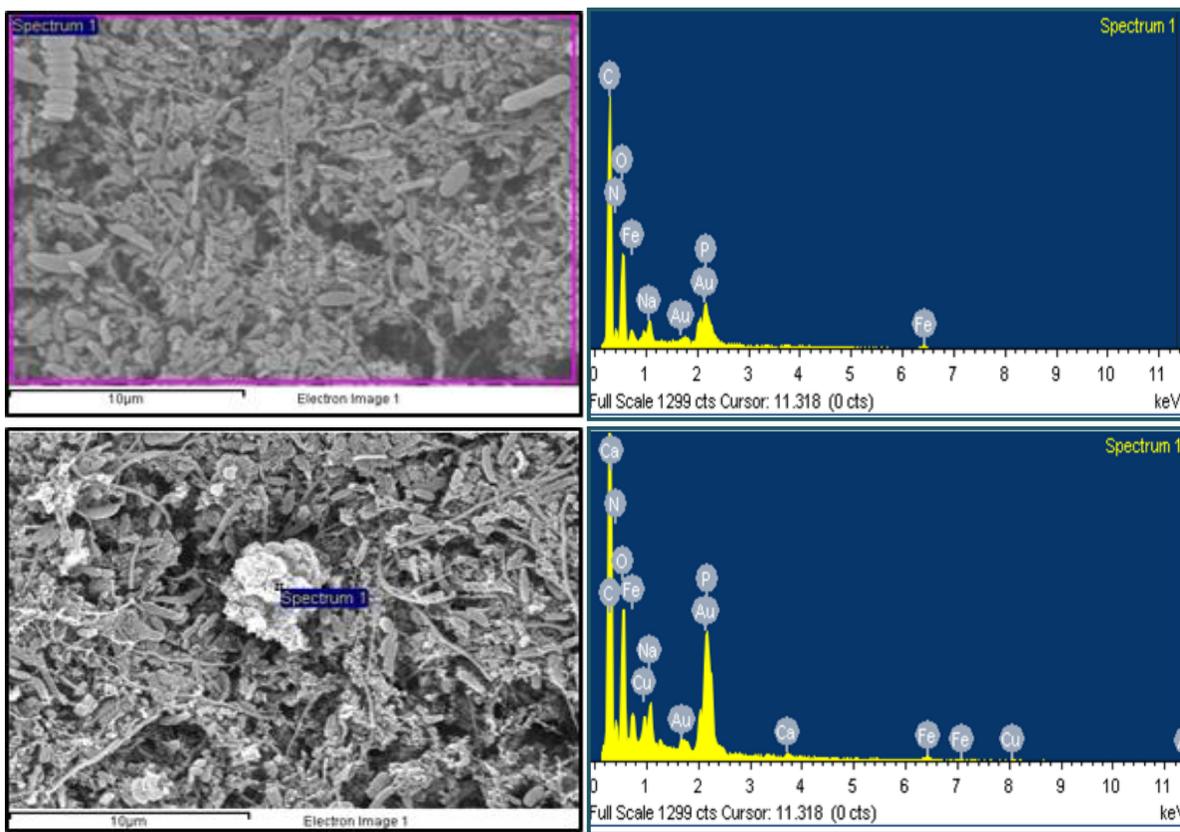


Figura 4.78. EDX obtenido en la prueba FI10

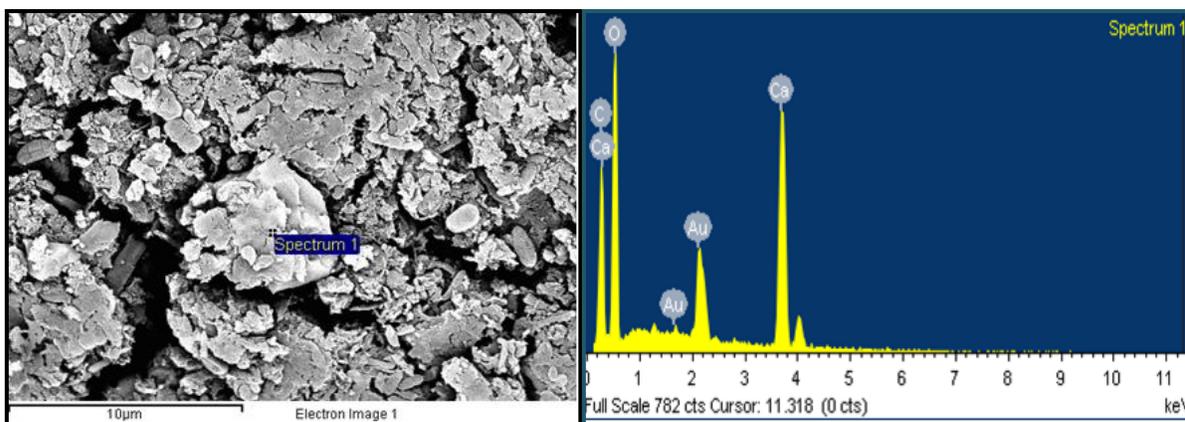


Figura 4.79. EDX obtenido en la prueba FI4

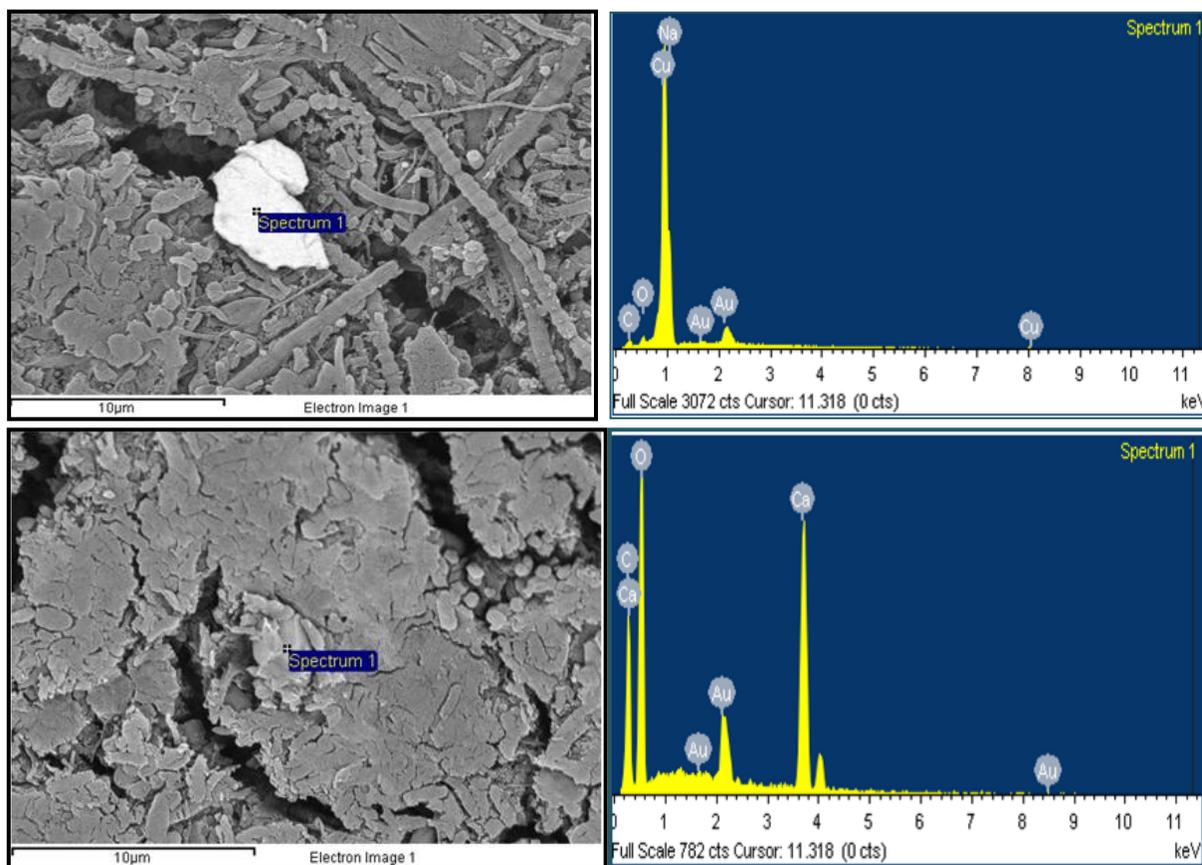


Figura 4.80. EDX obtenido en la prueba FI10N

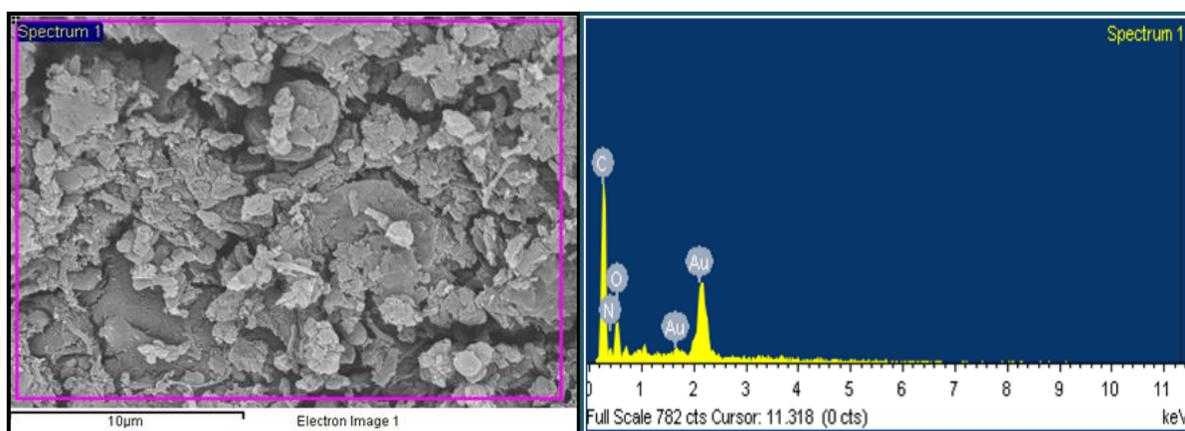


Figura 4.81. EDX obtenido en la prueba FI4N

Las Figuras 4.82 y 4.83 muestran las micrografías electrónicas de barrido realizadas a las membranas taponadas obtenidas en las pruebas de filtración intermitente con agua residual real a escala laboratorio y las Figuras 4.84 y 4.85 las realizadas a escala piloto. Al igual que en las pruebas con agua residual sintética, en estas se observa la formación de una torta taponante sobre la superficie de la membrana y que al realizarse magnificación de la imagen, se pueden apreciar diferentes tipos de microorganismos, así como algunos compuestos inorgánicos.

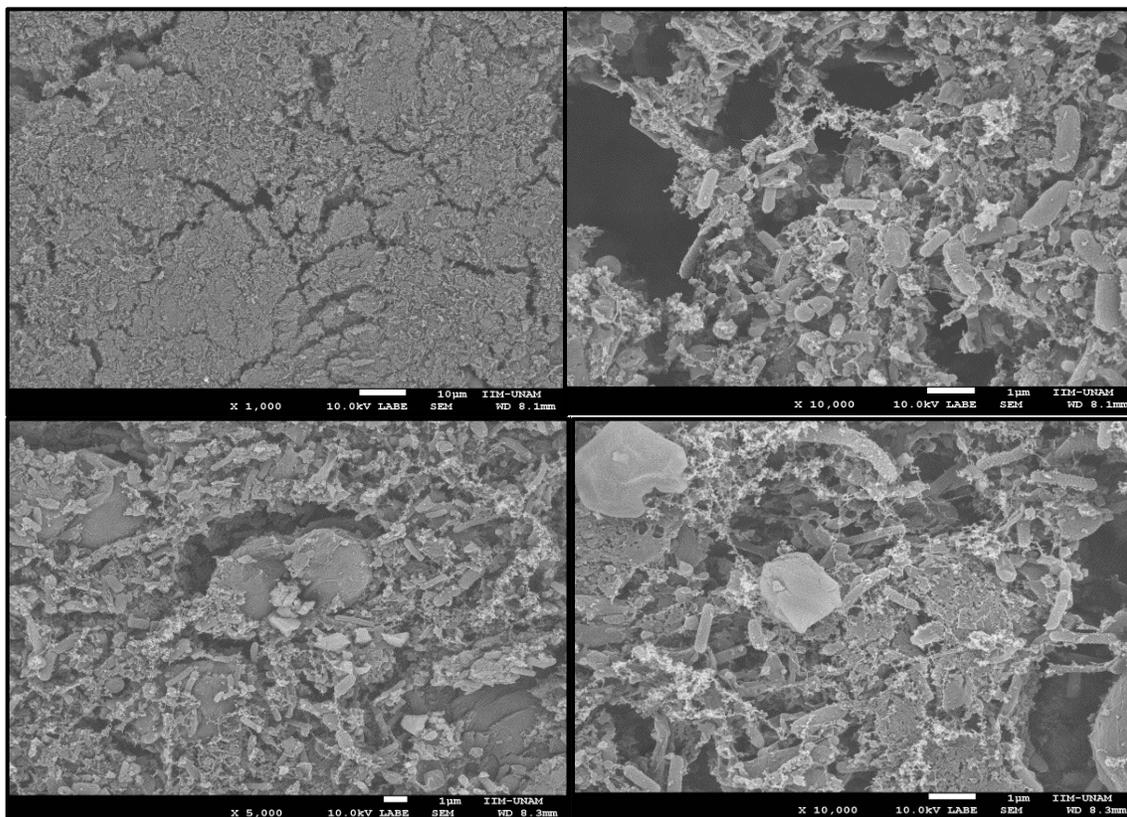


Figura 4.82. Micrografías de la prueba FI4R

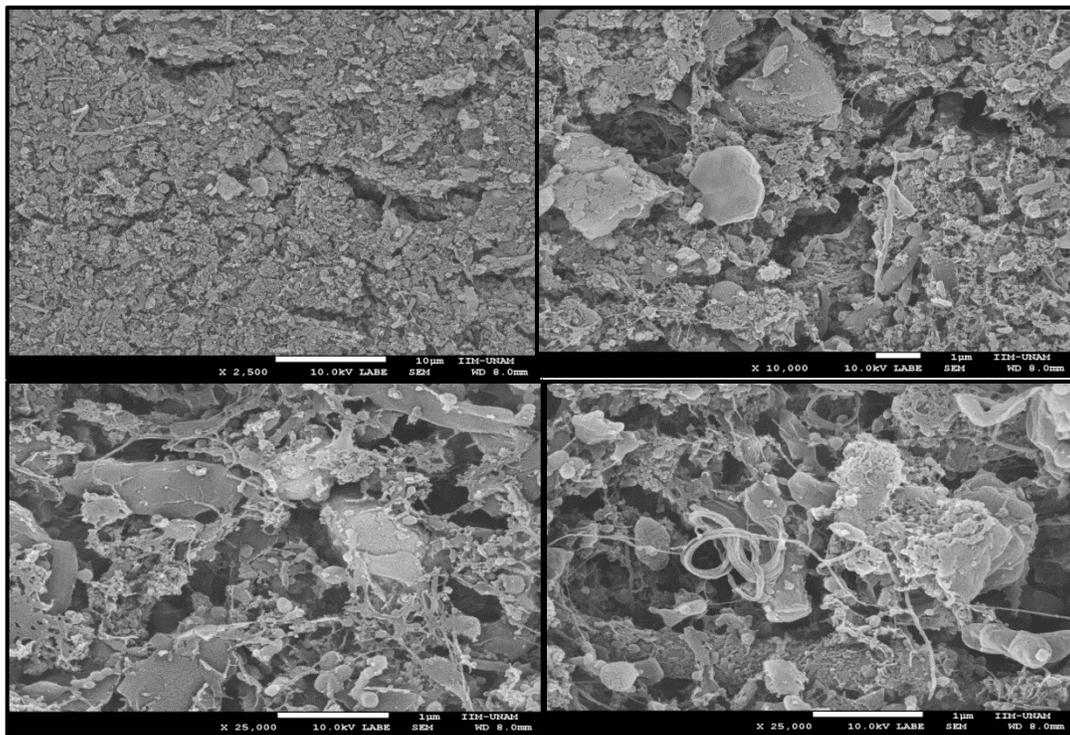


Figura 4.83. Micrografías de la prueba FI4NR

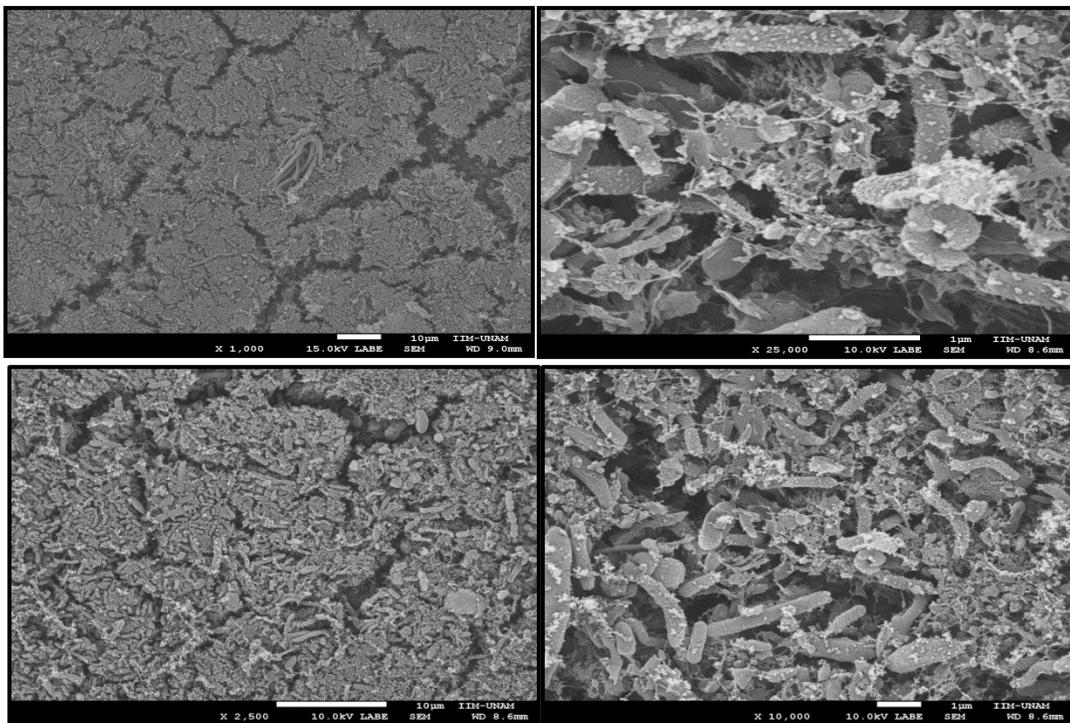


Figura 4.84. Micrografías de la prueba FI4P

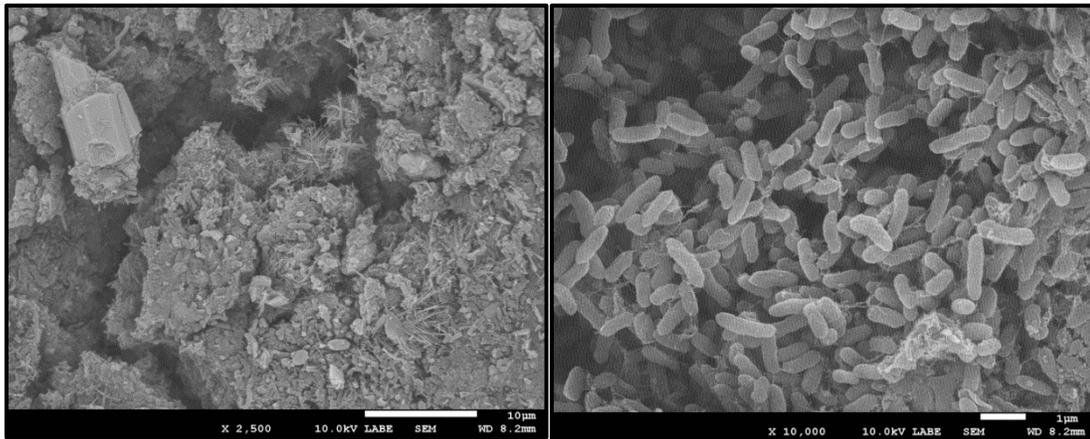


Figura 4.85. Micrografías de la prueba FI4NP

En la Figura 4.86 se presenta una comparación de la densidad de la capa taponante (DCT) obtenida en todas las pruebas de filtración. Al igual que en las pruebas con agua residual sintética, la densidad de la capa taponante (DCT) en las pruebas con burbujeo de nitrógeno (FI4NL y FI4NP) fue mayor que en la ausencia de esta condición. Además, los valores de DCT en las pruebas sin burbujeo de nitrógeno (tanto con agua sintética como con agua real) no presentaron diferencias significativas, al igual que las pruebas con burbujeo de gas, indicando que el tipo de agua residual no afectó este parámetro. Sin embargo, al comparar los valores con diferente condición de operación (con o sin burbujeo de gas) si se presentaron diferencias significativas, sugiriendo que el burbujeo de gas afecta la DCT. Las diferencias en la DCT pueden estar ligadas a la mayor duración de las corridas que permiten una mayor acumulación de sustancias en la membrana. Gao *et al.* (2011) encontraron que el espesor de la capa taponante incrementó con el tiempo de operación, sin embargo, éste no siempre coincidió con el desarrollo del taponamiento de la membrana.

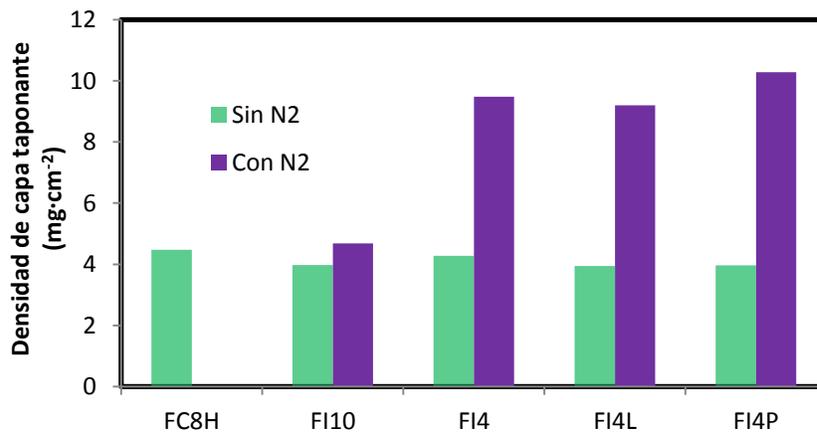


Figura 4.86. DCT en pruebas de filtración intermitente

El análisis de EDX reveló la presencia de carbono y oxígeno, asociado al material orgánico y los microorganismos presentes en la capa taponante, además se identificaron elementos como fluor, asociado al material de la membrana (FPVD) y oro proveniente del recubrimiento realizado a las muestras. Adicionalmente se identificaron otros elementos como sodio, azufre, silicio, magnesio, titanio, aluminio, fósforo, potasio y especialmente calcio en pequeños precipitados (Figuras 4.87 - 4.89).

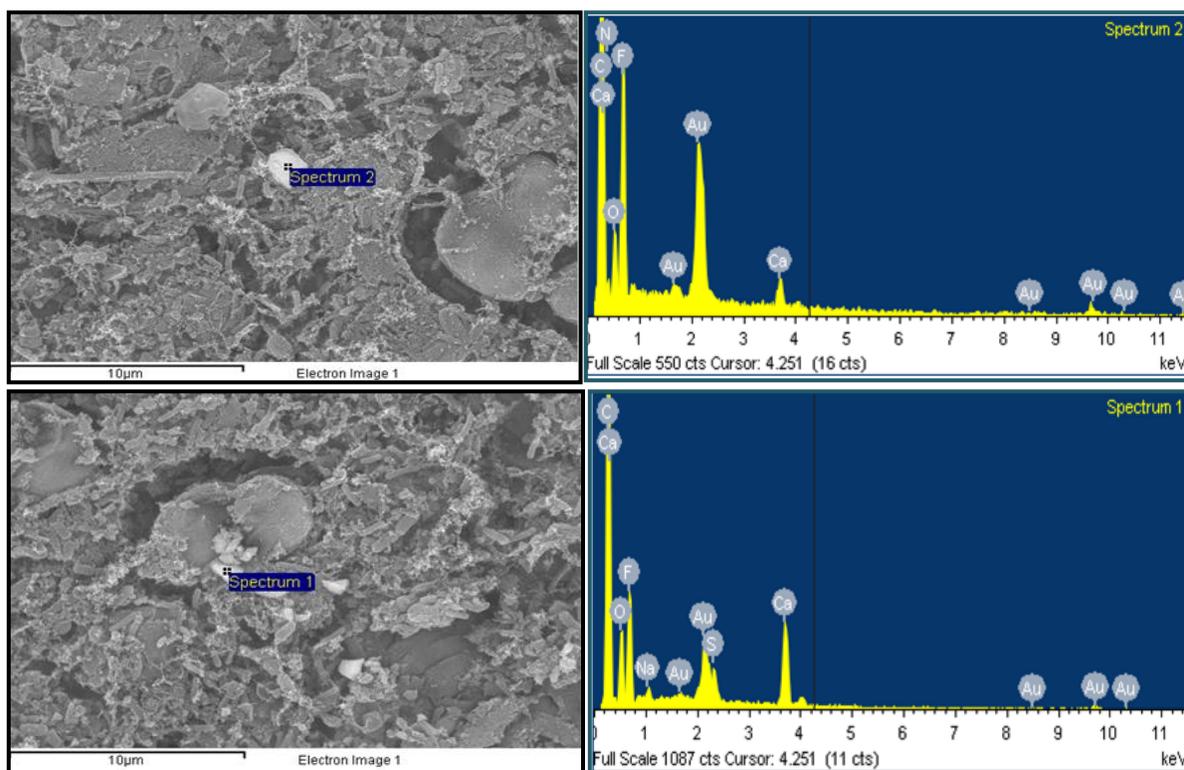


Figura 4.87. EDX obtenido en la prueba FI4R

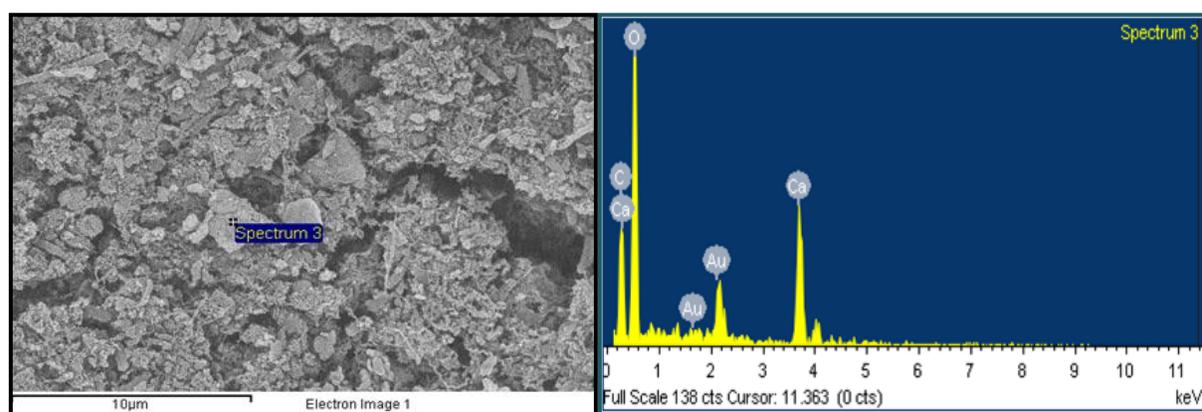


Figura 4.88. EDX obtenido en la prueba FI4NR

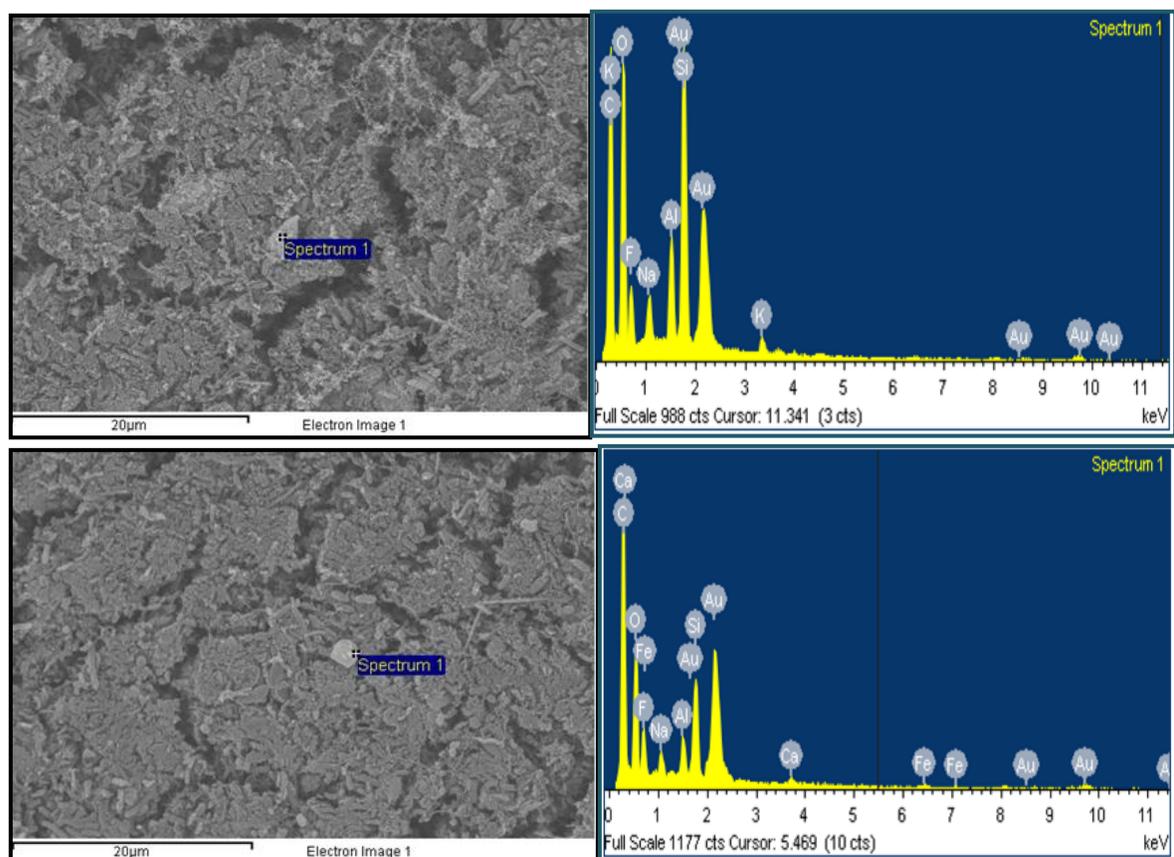


Figura 4.89. EDX obtenido en la prueba FI4P

En la Tabla 4.55 se presentan los resultados obtenidos en cuanto a porcentaje de material orgánico e inorgánico obtenido en cada una de las pruebas.

Tabla 4.55. Porcentaje de materia orgánica en membranas taponadas

Prueba	FI10	FI4	FI10N	FI4N	FI4NR	FI4NP
% de materia orgánica	88.5	89.5	80.1	80.9	72.7	55.3

A pesar de encontrarse compuestos inorgánicos en todas las pruebas realizadas a escala laboratorio y piloto, de acuerdo a los resultados de TGA el material orgánico encontrado en la capa taponante de la membrana fue predominante, especialmente en las pruebas realizadas con agua residual sintética, con porcentajes superiores al 80% en todos los casos, coincidiendo con las concentraciones de sustancias inorgánicas encontrados en el efluente y permeado del BRAM, las cuales demostraron que no se presentaron mayores remociones de éstas en el sistema. En las pruebas con agua residual real y burbujeo de gas aumentó el porcentaje de compuestos inorgánicos, principalmente en las realizadas a escala piloto, debido probablemente a la mayor complejidad del agua residual real. Los datos de las

pruebas FI4R y FI4P no se tienen, ya que se tuvo problemas en las mediciones y se perdieron las muestras.

5. CONCLUSIONES

Se evaluó la influencia de diferentes condiciones hidrodinámicas sobre la distribución del tamaño de partículas, las SPE, los PMS, compuestos inorgánicos y cómo afectan al taponamiento de una membrana tubular de ultrafiltración sumergida en la zona superior de un reactor UASB a escala laboratorio y piloto. Además, se comparó el modelo de las leyes de bloqueo y un modelo combinado para la identificación de los mecanismos de taponamiento. Para este fin se realizaron experimentos a escala laboratorio y piloto con diferentes condiciones de filtración intermitente y burbujeo de gas. A partir de los resultados obtenidos, se plantean las siguientes conclusiones:

1. La filtración intermitente contribuye en una mayor recuperación de la permeabilidad de una membrana sumergida en la zona superior de un reactor UASB, que trata aguas residuales de tipo municipal, en comparación con la ausencia de esta condición. Adicionalmente, se comprobó que periodos de relajación más frecuentes promovieron la formación de una capa taponante menos compacta que fue más fácilmente removida de la superficie de la membrana.
2. El burbujeo de gas en el periodo de relajación, fue una estrategia de operación efectiva para minimizar el taponamiento de la membrana. El burbujeo de gas promueve la mezcla interna en el reactor UASB causando un descenso en la concentración de carbohidratos en el efluente de éste, además de generar fuerzas de corte en la superficie de la membrana, favoreciendo el retrotransporte de las partículas pobremente adheridas.
3. El contenido de carbohidratos en los PMS y SPE en el efluente tienen un efecto mayor sobre el taponamiento de la membrana que las proteínas y los compuestos aromáticos; además las fracciones de estos compuestos en condiciones con burbujeo de gas fueron más bajas que sin esta condición, confirmando su rol importante en la formación de la capa taponante y por ende el efecto negativo sobre el taponamiento de la membrana.
4. El modelo de las leyes de bloqueo rechazó la hipótesis planteada en esta tesis doctoral, ya que durante todas las pruebas de filtración realizadas con agua residual sintética y real, predominó el taponamiento superficial a través de los mecanismos de formación de torta taponante, bloqueo completo e intermedio. Sin embargo, se presentó una menor tendencia a la formación de torta taponante con la inclusión de estrategias de control de taponamiento como periodos de relajación o burbujeo de gas.
5. El modelo de las leyes de bloqueo no predijo adecuadamente el mecanismo de taponamiento de la membrana, ya que no tiene en cuenta variaciones temporales causadas por estrategias de control. Así mismo, los modelos combinados no ofrecieron una mejor alternativa para determinar los mecanismos de taponamiento, ya que posee las mismas desventajas y sólo tiene en cuenta la combinación de dos mecanismos en forma simultánea.
6. Los modelos combinados presentaron ajuste de los datos similares a los obtenidos con el modelo de las leyes de bloqueo. Para determinar los mecanismos de taponamiento

predominantes fue más efectivo dividir el periodo experimental en etapas teniendo en cuenta el comportamiento de los datos y aplicar los modelos en cada uno de estos, sugiriendo que los mecanismos de taponamiento cambian con el tiempo.

7. Se estableció un valor de $10 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ como flux crítico para la membrana de ultrafiltración sumergida en la zona superior del reactor UASB alimentado con agua residual sintética, permitiendo establecer el flux de operación de pruebas hidráulicas posteriores en $5 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$. Cuando el reactor fue alimentado con agua residual real, el valor de flux crítico disminuyó notablemente a un valor de $4.1 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$. Basados en este valor, se estableció el flux de operación en $2.4 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ para las pruebas a realizar posteriormente.

8. El retrolavado de la membrana fue una estrategia insuficiente para la recuperación de la permeabilidad inicial de la membrana, así como la limpieza química con hipoclorito de sodio a bajas concentraciones (0.2%). Con membranas que se sometieron a limpieza química con NaOCl al 0.5% se obtuvieron valores de flux crítico comparable a los de la membrana nueva, sugiriendo una completa recuperación de ésta.

9. La concentración de carbohidratos, proteínas y UV_{254} fueron superiores en las pruebas con agua residual real, en comparación a los registrados en las pruebas con agua residual sintética, favoreciendo el rápido taponamiento observado en estas pruebas.

10. El tipo de agua residual y la duración del periodo de relajación no afectó los valores de densidad de capa taponante (DCT), contrario a lo ocurrido con el burbujeo de gas que provocó que la DCT fuera mayor que en la ausencia de esta condición.

11. El material orgánico encontrado en la membrana fue predominante, con porcentajes superiores al 80% en todos los casos, coincidiendo con las concentraciones de sustancias inorgánicas encontrados en el efluente y permeado del BRAM, las cuales demostraron poca remoción de éstas en el sistema.

12. Las condiciones hidrodinámicas adoptadas en esta tesis doctoral afectaron la tendencia al taponamiento de una membrana sumergida en un reactor UASB. Parámetros como la concentración de PMS en el reactor cambiaron con la inclusión de burbujeo de gas, debido a la turbulencia provocada por este, sin embargo, las fuerzas de corte en la superficie de la membrana que ejercen las burbujas mostraron tener un mayor impacto sobre el taponamiento, ya que se favoreció el retrotransporte de las partículas pobremente adheridas. Por otro lado, los periodos de relajación más frecuentes sumados al burbujeo de nitrógeno promovieron la formación de una capa taponante menos compacta que fue más fácilmente removida de la superficie de la membrana. A su vez, la distribución de tamaño de partícula obtenida en todas las pruebas ratificó la presencia de partículas con tamaños superiores al tamaño del poro de la membrana, hecho que confirmó los resultados hallados con los modelos en los cuales predominó el taponamiento superficial.

6. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Akram, A., Stuckey, D.C., 2008. Flux and performance improvement in a submerged anaerobic membrane bioreactor (SAMBR) using powdered activated carbon (PAC). *Process Biochemistry* 43, 93-102.

Altmann, J., Ripperger, S., 1997. Particle deposition and layer formation at the crossflow microfiltration. *Journal of Membrane Science* 124, 119-128.

An, Y., Yang, F., Buccioli, B., Wong, F., 2009. Municipal Wastewater Treatment Using a UASB Coupled with Cross-Flow Membrane Filtration. *Journal of Environmental Engineering* 135, 86-91.

Aquino, S.F., Hu, A.Y., Akram, A., Stuckey, D.C., 2006. Characterization of dissolved compounds in submerged anaerobic membrane bioreactors (SAMBRs). *Journal of Chemical Technology & Biotechnology* 81, 1894-1904.

Aquino, S.F., Stuckey, D.C., 2004. Soluble microbial products formation in anaerobic chemostats in the presence of toxic compounds. *Water Research* 38, 255-266.

AWWA, 2005. *Standard Methods for the Examination of Water & Wastewater*. American Public Health Association.

Bacchin, P., Aimar, P., Field, R., 2006. Critical and sustainable fluxes: Theory, experiments and applications. *Journal of Membrane Science* 281, 42-69.

Bae, T.-H., Tak, T.-M., 2005. Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor. *Journal of Membrane Science* 264, 151-160.

Barker, D.J., Stuckey, D.C., 1999. A review of soluble microbial products (SMP) in wastewater treatment systems. *Water Research* 33, 3063-3082.

Beaubien, A., Baty, M., Jeannot, F., Francoeur, E., Manem, J., 1996. Design and operation of anaerobic membrane bioreactors: development of a filtration testing strategy. *Journal of Membrane Science* 109, 173-184.

Bérubé, P.R., Afonso, G., Taghipour, F., Chan, C.C.V., 2006a. Quantifying the shear at the surface of submerged hollow fiber membranes. *Journal of Membrane Science* 279, 495-505.

Bérubé, P.R., Hall, E.R., Sutton, P.M., 2006b. Parameters Governing Permeate Flux in an Anaerobic Membrane Bioreactor Treating Low-Strength Municipal Wastewaters: A Literature Review. *Water Environment Research* 78, 887-896.

Bérubé, P.R., Lei, E., 2006. The effect of hydrodynamic conditions and system configurations on the permeate flux in a submerged hollow fiber membrane system. *Journal of Membrane Science* 271, 29-37.

Bérubé, P.R., Lin, H., Watai, Y., 2008. Fouling in air sparged submerged hollow fiber membranes at sub- and super-critical flux conditions. *Journal of Membrane Science* 307, 169-180.

- Bolton, G., Lacasse, D., Kuriyel, R., 2006a. Combined models of membrane fouling: Development and application to microfiltration and ultrafiltration of biological fluids. *Journal of Membrane Science* 277, 75-84.
- Bolton, G.R., Boesch, A.W., Lazzara, M.J., 2006b. The effects of flow rate on membrane capacity: Development and application of adsorptive membrane fouling models. *Journal of Membrane Science* 279, 625-634.
- Bottino, A., Capannelli, G., Comite, A., Mangano, R., 2009. Critical flux in submerged membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Desalination* 245, 748-753.
- Braak, E., Alliet, M., Schetrite, S., Albasi, C., 2011. Aeration and hydrodynamics in submerged membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science* 379, 1-18.
- Bradford, M.M., 1976. A rapid and sensitive method for the quantitation of microgram quantities of protein utilizing the principle of protein-dye binding. *Analytical biochemistry* 72, 248-254.
- Cabassud, C., Laborie, S., Durand-Bourlier, L., Laine, J., 2001. Air sparging in ultrafiltration hollow fibers: relationship between flux enhancement, cake characteristics and hydrodynamic parameters. *Journal of Membrane Science* 181, 57-69.
- Carrere, H., Blaszkowa, F., H., R.d.B., 2002. Modelling the micro- filtration of lactic acid fermentation broths and comparison of operating modes. *Desalination* 145, 6.
- Cid-León, D.M., 2007. Tratamiento de agua Residual municipal mediante bioreactores anaerobios de membrana a escala piloto, Instituto de Ingeniería. Universidad Nacional Autónoma de México, p. 97.
- Cui, Z., Chang, S., Fane, A., 2003. The use of gas bubbling to enhance membrane processes. *Journal of Membrane Science* 221, 1-35.
- Chae, S.-R., Ahn, Y.-T., Kang, S.-T., Shin, H.-S., 2006. Mitigated membrane fouling in a vertical submerged membrane bioreactor (VSMBR). *Journal of Membrane Science* 280, 572-581.
- Chang, I.S., Judd, S.J., 2002. Air sparging of a submerged MBR for municipal wastewater treatment. *Process Biochemistry* 37, 915-920.
- Charfi, A., Ben Amar, N., Harmand, J., 2012. Analysis of fouling mechanisms in anaerobic membrane bioreactors. *Water Research* 46, 2637-2650.
- Chellam, S., Xu, W., 2006. Blocking laws analysis of dead-end constant flux microfiltration of compressible cakes. *Journal of Colloid and Interface Science* 301, 248-257.
- Chen, V., Fane, A., Madaeni, S., Wenten, I., 1997. Particle deposition during membrane filtration of colloids: transition between concentration polarization and cake formation. *Journal of Membrane Science* 125, 109-122.

Cho, B., Fane, A., 2002. Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science* 209, 391-403.

Choo, K.H., Kang, I.J., Yoon, S.H., Park, H., Kim, J.H., Adly, S., Lee, C.H., 2000. Approaches to membrane fouling control in anaerobic membrane bioreactors. *Water science and technology*, 363-371.

Choo, K.H., Lee, C.H., 1996a. Effect of anaerobic digestion broth composition on membrane permeability. *Water Science and Technology* 34, 173-179.

Choo, K.H., Lee, C.H., 1996b. Membrane fouling mechanisms in the membrane-coupled anaerobic bioreactor. *Water Research* 30, 1771-1780.

Choo, K.H., Lee, C.H., 1998. Hydrodynamic behavior of anaerobic biosolids during crossflow filtration in the membrane anaerobic bioreactor. *Water Research* 32, 3387-3397.

Chu, L.-B., Yang, F.-L., Zhang, X.-W., 2005. Anaerobic treatment of domestic wastewater in a membrane-coupled expanded granular sludge bed (EGSB) reactor under moderate to low temperature. *Process Biochemistry* 40, 1063-1070.

Chua, H.C., Arnot, T.C., Howell, J.A., 2002. Controlling fouling in membrane bioreactors operated with a variable throughput. *Desalination* 149, 225-229.

Defrance, L., Jaffrin, M., 1999. Comparison between filtrations at fixed transmembrane pressure and fixed permeate flux: application to a membrane bioreactor used for wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 152, 203-210.

Defrance, L., Jaffrin, M.Y., Gupta, B., Paullier, P., Geaugey, V., 2000. Contribution of various constituents of activated sludge to membrane bioreactor fouling. *Bioresource Technology* 73, 105-112.

Dong, B., Jiang, S., 2009. Characteristics and behaviors of soluble microbial products in sequencing batch membrane bioreactors at various sludge retention times. *Desalination* 243, 240-250.

Drews, A., 2010. Membrane fouling in membrane bioreactors—Characterisation, contradictions, cause and cures. *Journal of Membrane Science* 363, 1-28.

Drews, A., Arellano-Garcia, H., Schöneberger, J., Schaller, J., Wozny, G., Kraume, M., 2009. Model-based recognition of fouling mechanisms in membrane bioreactors. *Desalination* 236, 224-233.

Drews, A., Mante, J., Iversen, V., Vocks, M., Lesjean, B., Kraume, M., 2007. Impact of ambient conditions on SMP elimination and rejection in MBRs. *Water Research* 41, 3850-3858.

Drews, A., Vocks, M., Iversen, V., Lesjean, B., Kraume, M., 2006. Influence of unsteady membrane bioreactor operation on EPS formation and filtration resistance. *Desalination* 192, 1-9.

Dubois, M., Gilles, K.A., Hamilton, J.K., Rebers, P., Smith, F., 1956. Colorimetric method for determination of sugars and related substances. *Analytical chemistry* 28, 350-356.

Duclos-Orsello, C., Li, W., Ho, C.-C., 2006. A three mechanism model to describe fouling of microfiltration membranes. *Journal of Membrane Science* 280, 856-866.

Dvořák, L., Gómez, M., Dvořáková, M., Růžičková, I., Wanner, J., 2011. The impact of different operating conditions on membrane fouling and EPS production. *Bioresource Technology* 102, 6870-6875.

Edzwald, J., Tobiasson, J., 1999. Enhanced coagulation: Us requirements and a broader view. *Water Science and Technology* 40, 63-70.

Fan, F., Zhou, H., Husain, H., 2006. Identification of wastewater sludge characteristics to predict critical flux for membrane bioreactor processes. *Water Research* 40, 205-212.

Fawehinmi, F., Jefferson, B., Chan, T., Rogalla, F., 2007. Submerged anaerobic membrane bioreactors (SAMBR): Ready for the big ball?, WEFTEC 2007. *Water Environmental Federation*, pp. 6393-6401.

Field, R., Wu, D., Howell, J., Gupta, B., 1995. Critical flux concept for microfiltration fouling. *Journal of Membrane Science* 100, 259-272.

Foresti, E., Zaiat, M., Vallero, M., 2006. Anaerobic Processes as the Core Technology for Sustainable Domestic Wastewater Treatment: Consolidated Applications, New Trends, Perspectives, and Challenges. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology* 5, 3-19.

Frølund, B., Palmgren, R., Keiding, K., Nielsen, P.H., 1996. Extraction of extracellular polymers from activated sludge using a cation exchange resin. *Water Research* 30, 1749-1758.

Gao, D.-W., Zhang, T., Tang, C.-Y.Y., Wu, W.-M., Wong, C.-Y., Lee, Y.H., Yeh, D.H., Criddle, C.S., 2010a. Membrane fouling in an anaerobic membrane bioreactor: Differences in relative abundance of bacterial species in the membrane foulant layer and in suspension. *Journal of Membrane Science* 364, 331-338.

Gao, W.J., Lin, H.J., Leung, K.T., Schraft, H., Liao, B.Q., 2011. Structure of cake layer in a submerged anaerobic membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science* 374, 110-120.

Gao, W.J.J., Lin, H.J., Leung, K.T., Liao, B.Q., 2010b. Influence of elevated pH shocks on the performance of a submerged anaerobic membrane bioreactor. *Process Biochemistry* 45, 1279-1287.

Germain, E., Stephenson, T., Pearce, P., 2005. Biomass characteristics and membrane aeration: Toward a better understanding of membrane fouling in submerged membrane bioreactors (MBRs). *Biotechnology and Bioengineering* 90, 316-322.

Giménez, J.B., Robles, A., Carretero, L., Durán, F., Ruano, M.V., Gatti, M.N., Ribes, J., Ferrer, J., Seco, A., 2011. Experimental study of the anaerobic urban wastewater treatment in a submerged hollow-fibre membrane bioreactor at pilot scale. *Bioresource Technology* 102, 8799-8806.

Gonzalez-Gil, G., Jansen, S., Zandvoort, M.H., van Leeuwen, H.P., 2003. Effect of yeast extract on speciation and bioavailability of nickel and cobalt in anaerobic bioreactors. *Biotechnology and Bioengineering* 82, 134-142.

Haandel, A.C., Lettinga, G., 1994. *Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate*. John Wiley & Sons.

Hall, E.R., Berube, P.R., 2007. *Membrane Bioreactors for Anaerobic Treatment of Wastewaters: Phase II*. Water Environment Research Foundation.

Harada, H., Momono, K., Yamazaki, S., Takizawa, S., 1994. Application of anaerobic-UF membrane reactor for treatment of a wastewater containing high strength particulate organics. *Water Science and Technology* 30, 307-319.

Hermans, P., Bredée, H., 1936. Principles of the mathematical treatment of constant-pressure filtration. *J. Soc. Chem. Ind* 55, 1-4.

Hermia, J., 1982. Constant Pressure Blocking Filtration Law Application to Powder-Law Non-Newtonian Fluid. *Trans. Inst. Chem. Eng.* 60, 183-187.

Herrera-Robledo, M., Arenas, C., Morgan-Sagastume, J.M., Castaño, V., Noyola, A., 2011a. Chitosan/albumin/CaCO₃ as mimics for membrane bioreactor fouling: Genesis of structural mineralized-EPS-building blocks and cake layer compressibility. *Chemosphere* 84, 191-198.

Herrera-Robledo, M., Cid-León, D.M., Morgan-Sagastume, J.M., Noyola, A., 2011b. Biofouling in an anaerobic membrane bioreactor treating municipal sewage. *Separation and Purification Technology* 81, 49-55.

Herrera-Robledo, M., Morgan-Sagastume, J.M., Noyola, A., 2010. Biofouling and pollutant removal during long-term operation of an anaerobic membrane bioreactor treating municipal wastewater. *Biofouling* 26, 8.

Hlavacek, M., Bouchet, F., 1993. Constant flowrate blocking laws and an example of their application to dead-end microfiltration of protein solutions. *Journal of Membrane Science* 82, 285-295.

Ho, C.-C., Zydney, A.L., 2000. A Combined Pore Blockage and Cake Filtration Model for Protein Fouling during Microfiltration. *Journal of Colloid and Interface Science* 232, 389-399.

Ho, C.C., Zydney, A.L., 2006. Overview of Fouling Phenomena and Modeling Approaches for Membrane Bioreactors. *Separation Science and Technology* 41, 1231-1251.

Ho, J., Sung, S., 2009. Effects of solid concentrations and cross-flow hydrodynamics on microfiltration of anaerobic sludge. *Journal of Membrane Science* 345, 142-147.

Holakoo, L., Nakhla, G., Yanful, E.K., Bassi, A.S., 2006. Chelating properties and molecular weight distribution of soluble microbial products from an aerobic membrane bioreactor. *Water Research* 40, 1531-1538.

Holbrook, R.D., Higgins, M.J., Murthy, S.N., Fonseca, A.D., Fleischer, E.J., Daigger, G.T., Grizzard, T.J., Love, N.G., Novak, J.T., 2004. Effect of alum addition on the performance of submerged membranes for wastewater treatment. *Water Environment Research* 76, 2699-2702.

Hong, S., Elimelech, M., 1997. Chemical and physical aspects of natural organic matter (NOM) fouling of nanofiltration membranes. *Journal of Membrane Science* 132, 159-181.

Howell, J.A., Chua, H.C., Arnot, T.C., 2004. In situ manipulation of critical flux in a submerged membrane bioreactor using variable aeration rates, and effects of membrane history. *Journal of Membrane Science* 242, 13-19.

Hu, A.Y., Stuckey, D.C., 2006. Treatment of dilute wastewater using a novel submerged anaerobic membrane bioreactor. *Journal of Environmental Engineering and Science* 132, 190-199.

Hu, A.Y., Stuckey, D.C., 2007. Activated carbon addition to a submerged anaerobic membrane bioreactor: Effect on performance, transmembrane pressure, and flux. *Journal of Environmental Engineering* 133, 73.

Huang, H., Young, T., Jacangelo, J.G., 2009. Novel approach for the analysis of bench-scale, low pressure membrane fouling in water treatment. *Journal of Membrane Science* 334, 1-8.

Huang, Z., Ong, S.L., Ng, H.Y., 2011. Submerged anaerobic membrane bioreactor for low-strength wastewater treatment: Effect of HRT and SRT on treatment performance and membrane fouling. *Water Research* 45, 705-713.

Hwang, K.-J., Chen, H.-C., 2010. Selective deposition of fine particles in constant-flux submerged membrane filtration. *Chemical Engineering Journal* 157, 323-330.

Hwang, K.J., Chen, F.F., 2007. Modeling of Particle Fouling and Membrane Blocking in Submerged Membrane Filtration. *Separation Science and Technology* 42, 2595-2614.

Imasaka, T., Kanekuni, N., So, H., Yoshino, S., 1989. Cross-flow filtration of methane fermentation broth by ceramic membranes. *Journal of Fermentation and Bioengineering* 68, 200-206.

Iversen, V., Koseoglu, H., Yigit, N.O., Drews, A., Kitis, M., Lesjean, B., Kraume, M., 2009a. Impacts of membrane flux enhancers on activated sludge respiration and nutrient removal in MBRs. *Water Research* 43, 822-830.

Iversen, V., Mehrez, R., Horng, R., Chen, C., Meng, F., Drews, A., Lesjean, B., Ernst, M., Jekel, M., Kraume, M., 2009b. Fouling mitigation through flocculants and adsorbents addition in membrane bioreactors: comparing lab and pilot studies. *Journal of Membrane Science* 345, 21-30.

Iversen, V., Mohaupt, J., Drews, A., Lesjean, B., Kraume, M., 2008. Side effects of flux enhancing chemicals in membrane bioreactors (MBRs): study on their biological toxicity and their residual fouling propensity. *Water Science and Technology* 57, 117-123.

Jang, N., Ren, X., Cho, J., Kim, I.S., 2006. Steady-state modeling of bio-fouling potentials with respect to the biological kinetics in the submerged membrane bioreactor (SMBR). *Journal of Membrane Science* 284, 352-360.

Jang, N., Ren, X., Kim, G., Ahn, C., Cho, J., Kim, I.S., 2007. Characteristics of soluble microbial products and extracellular polymeric substances in the membrane bioreactor for water reuse. *Desalination* 202, 90-98.

Jarusutthirak, C., Amy, G., 2007. Understanding soluble microbial products (SMP) as a component of effluent organic matter (EfOM). *Water Research* 41, 2787-2793.

Jefferson, B., Brookes, A., Le Clech, P., Judd, S., 2004. Methods for understanding organic fouling in MBRs. *Water science and technology: a journal of the International Association on Water Pollution Research* 49, 237.

Jeison, D., van Lier, J.B., 2006a. Cake layer formation in anaerobic submerged membrane bioreactors (AnSMBR) for wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 284, 227-236.

Jeison, D., van Lier, J.B., 2006b. On-line cake-layer management by trans-membrane pressure steady state assessment in Anaerobic Membrane Bioreactors for wastewater treatment. *Biochemical Engineering Journal* 29, 204-209.

Jiang, T., Kennedy, M.D., Schepper, V.D., Nam, S.N., Nopens, I., Vanrolleghem, P.A., Amy, G., 2010. Characterization of soluble microbial products and their fouling impacts in membrane bioreactors. *Environmental science & technology* 44 6642–6648.

Jinsong, Z., Chuan, C.H., Jiti, Z., Fane, A.G., 2006. Effect of Sludge Retention Time on Membrane Bio-Fouling Intensity in a Submerged Membrane Bioreactor. *Separation Science and Technology* 41, 1313-1329.

Judd, S., 2011. *The MBR book: principles and applications of membrane bioreactors for water and wastewater treatment*. Elsevier.

Judd, S., Jefferson, B., 2003. *Membranes for industrial wastewater recovery and re-use*. Elsevier Science.

Kang, I.J., Yoon, S.H., Lee, C.H., 2002. Comparison of the filtration characteristics of organic and inorganic membranes in a membrane-coupled anaerobic bioreactor. *Water Research* 36, 1803-1813.

Kayawake, E., Narukami, Y., Yamagata, M., 1991. Anaerobic digestion by a ceramic membrane enclosed reactor. *Journal of Fermentation and Bioengineering* 71, 122-125.

Kim, J.S., Lee, C.H., 2003. Effect of powdered activated carbon on the performance of an aerobic membrane bioreactor: Comparison between cross-flow and submerged membrane systems. *Water Environment Research*, 300-307.

Kimura, K., Naruse, T., Watanabe, Y., 2009. Changes in characteristics of soluble microbial products in membrane bioreactors associated with different solid retention times: Relation to membrane fouling. *Water Research* 43, 1033-1039.

Koseoglu, H., Yigit, N., Iversen, V., Drews, A., Kitis, M., Lesjean, B., Kraume, M., 2008. Effects of several different flux enhancing chemicals on filterability and fouling reduction of membrane bioreactor (MBR) mixed liquors. *Journal of Membrane Science* 320, 57-64.

Kovalsky, P., Bushell, G., Waite, T.D., 2009. Prediction of transmembrane pressure build-up in constant flux microfiltration of compressible materials in the absence and presence of shear. *Journal of Membrane Science* 344, 204-210.

Kuo, W.C., Parkin, G.F., 1996. Characterization of soluble microbial products from anaerobic treatment by molecular weight distribution and nickel-chelating properties. *Water Research* 30, 915-922.

Kwon, D., Vigneswaran, S., 1998. Influence of particle size and surface charge on critical flux of crossflow microfiltration. *Water Science and Technology* 38, 481-488.

Kwon, D., Vigneswaran, S., Fane, A., Aim, R.B., 2000. Experimental determination of critical flux in cross-flow microfiltration. *Separation and Purification Technology* 19, 169-181.

Lapidou, C.S., Rittmann, B.E., 2002. A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass. *Water Research* 36, 2711-2720.

Le-Clech, P., Chen, V., Fane, T.A.G., 2006. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 284, 17-53.

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

Lee, S., Jung, J., Chung, Y., 2001. Novel method for enhancing permeate flux of submerged membrane system in two-phase anaerobic reactor. *Water Research* 35, 471-477.

Levenspiel, O., 1999. *Chemical reaction engineering*, Tercera ed.

Lew, B., Tarre, S., Beliavski, M., Dosoretz, C., Green, M., 2009. Anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) for domestic wastewater treatment. *Desalination* 243, 251-257.

Li, H., Fane, A., Coster, H., Vigneswaran, S., 1998. Direct observation of particle deposition on the membrane surface during crossflow microfiltration. *Journal of Membrane Science* 149, 83-97.

Liang, S., Liu, C., Song, L., 2007. Soluble microbial products in membrane bioreactor operation: Behaviors, characteristics, and fouling potential. *Water Research* 41, 95-101.

Liang, S., Song, L., 2007. Characteristics and Fouling Behaviors of Dissolved Organic Matter in Submerged Membrane Bioreactor Systems. *Environmental Engineering Science* 24, 652-662.

Liao, B., Bagley, D., Kraemer, H., Leppard, G., Liss, S., 2004. A review of biofouling and its control in membrane separation bioreactors. *Water Environment Research* 76, 425-436.

Liao, B., Kraemer, J.T., Bagley, D.M., 2006. Anaerobic Membrane Bioreactors: Applications and Research Directions. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* 36, 489-530.

Lin, H., Bérubé, P.R., 2007. Modeling the impact of permeate flux and hydrodynamic conditions on fouling in submerged hollow fiber membranes. *Water Science & Technology: Water Supply* 7, 111.

Lin, H.J., Xie, K., Mahendran, B., Bagley, D.M., Leung, K.T., Liss, S.N., Liao, B.Q., 2009. Sludge properties and their effects on membrane fouling in submerged anaerobic membrane bioreactors (SAnMBRs). *Water Research* 43, 3827-3837.

Lin, H.J., Xie, K., Mahendran, B., Bagley, D.M., Leung, K.T., Liss, S.N., Liao, B.Q., 2010. Factors affecting sludge cake formation in a submerged anaerobic membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science* 361, 126-134.

Liu, H., Fang, H.H.P., 2002. Extraction of extracellular polymeric substances (EPS) of sludges. *Journal of Biotechnology* 95, 249-256.

Liu, Q.-F., Kim, S.-H., 2008. Evaluation of membrane fouling models based on bench-scale experiments: A comparison between constant flowrate blocking laws and artificial neural network (ANNs) model. *Journal of Membrane Science* 310, 393-401.

Lodge, B., Judd, S.J., Smith, A.J., 2004. Characterisation of dead-end ultrafiltration of biotreated domestic wastewater. *Journal of Membrane Science* 231, 91-98.

Marti, N., Bouzas, A., Seco, A., Ferrer, J., 2008. Struvite precipitation assessment in anaerobic digestion processes. *Chemical Engineering Journal* 141, 67-74.

Martin-Garcia, I., Monsalvo, V., Pidou, M., Le-Clech, P., Judd, S.J., McAdam, E.J., Jefferson, B., 2011. Impact of membrane configuration on fouling in anaerobic membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science* 382, 41-49.

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

Mayer, C., Moritz, R., Kirschner, C., Borchard, W., Maibaum, R., Wingender, J., Flemming, H.C., 1999a. The role of intermolecular interactions: studies on model systems for bacterial biofilms. *International journal of biological macromolecules* 26, 3-16.

Mayer, C., Moritz, R., Kirschner, C., Borchard, W., Maibaum, R., Wingender, J., Flemming, H.C., 1999b. The role of intermolecular interactions: studies on model systems for bacterial biofilms. *International journal of biological macromolecules* 26, 3-16.

Meng, F., Chae, S.-R., Drews, A., Kraume, M., Shin, H.-S., Yang, F., 2009. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Research* 43, 1489-1512.

Meng, F., Shi, B., Yang, F., Zhang, H., 2007. New insights into membrane fouling in submerged membrane bioreactor based on rheology and hydrodynamics concepts. *Journal of Membrane Science* 302, 87-94.

Mercier, M., Fonade, C., Lafforgue-Delorme, C., 1997. How slug flow can enhance the ultrafiltration flux in mineral tubular membranes. *Journal of Membrane Science* 128, 103-113.

Metzger, U., Le-Clech, P., Stuetz, R.M., Frimmel, F.H., Chen, V., 2007. Characterisation of polymeric fouling in membrane bioreactors and the effect of different filtration modes. *Journal of Membrane Science* 301, 180-189.

Mott, R.L., Brito, J.E., 2006. *Mecánica de fluidos*. Pearson Educación.

Murder, M., 1996. *Basic principles of membrane technology*, Second ed. Kluwer academic publishers, Dordrecht, Netherlands.

Namkung, E., Rittmann, B.E., 1986. Soluble microbial products (SMP) formation kinetics by biofilms. *Water Research* 20, 795-806.

Ndinisa, N.V., Fane, A.G., Wiley, D.E., 2006. Fouling Control in a Submerged Flat Sheet Membrane System: Part I – Bubbling and Hydrodynamic Effects. *Separation Science and Technology* 41, 1383-1409.

Ng, T.C.A., Ng, H.Y., 2010. Characterisation of initial fouling in aerobic submerged membrane bioreactors in relation to physico-chemical characteristics under different flux conditions. *Water Research* 44, 2336-2348.

Ni, B.-J., Rittmann, B.E., Yu, H.-Q., 2011. Soluble microbial products and their implications in mixed culture biotechnology. *Trends in Biotechnology* 29, 454-463.

Nywening, J.P., Zhou, H., 2009. Influence of filtration conditions on membrane fouling and scouring aeration effectiveness in submerged membrane bioreactors to treat municipal wastewater. *Water Research* 43, 3548-3558.

Ognier, S., Wisniewski, C., Grasmick, A., 2002. Characterisation and modelling of fouling in membrane bioreactors. *Desalination* 146, 141-147.

Ognier, S., Wisniewski, C., Grasmick, A., 2004. Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept. *Journal of Membrane Science* 229, 171-177.

Ohlinger, K.N., Young, T.M., Schroeder, E.D., 1998. Predicting struvite formation in digestion. *Water Research* 32, 3607-3614.

Palacio, L., Ho, C.C., Zydney, A.L., 2002. Application of a pore-blockage—Cake-filtration model to protein fouling during microfiltration. *Biotechnology and Bioengineering* 79, 260-270.

Park, D., Lee, D., Park, J., 2005. Continuous biological ferrous iron oxidation in a submerged membrane bioreactor, pp. 59-68.

Park, H., Choo, K.-H., Lee, C.-H., 1999. Flux Enhancement with Powdered Activated Carbon Addition in the Membrane Anaerobic Bioreactor. *Separation Science and Technology* 34, 12.

Pastor, L., Mangin, D., Ferrer, J., Seco, A., 2010. Struvite formation from the supernatants of an anaerobic digestion pilot plant. *Bioresource Technology* 101, 118-125.

Pedrozo-Acuña, A., de Alegría-Arzaburu, A.R., Torres-Freyermuth, A., Mendoza, E., Silva, R., 2011. Laboratory investigation of pressure gradients induced by plunging breakers. *Coastal Engineering* 58, 722-738.

Perez Carrión, J.M., 1992. Análisis de flujos y factores que determinan los periodos de retencion, *Manual de Evaluación*. Tomo II. CEPIS/OPS, Lima.

Psoch, C., Schiewer, S., 2005. Long-term study of an intermittent air sparged MBR for synthetic wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 260, 56-65.

Radjenović, J., Matošić, M., Mijatović, I., Petrović, M., Barceló, D., 2008. Membrane bioreactor (MBR) as an advanced wastewater treatment technology. *Emerging Contaminants from Industrial and Municipal Waste*, 37-101.

Rezaei, H., Ashtiani, F.Z., Fouladitajar, A., 2011. Effects of operating parameters on fouling mechanism and membrane flux in cross-flow microfiltration of whey. *Desalination* 274, 262-271.

Rodriguez, J.A., Pena, M.R., Manzi, V., 2001. Application of an innovative methodology to improve the starting-up of UASB reactors treating domestic sewage. *Water Sci Technol* 44, 295-303.

Rosenberger, S., Laabs, C., Lesjean, B., Gnirss, R., Amy, G., Jekel, M., Schrotter, J.C., 2006. Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Water Research* 40, 710-720.

Salazar-Peláez, M.L., Morgan-Sagastume, J.M., Noyola, A., 2011a. Influence of hydraulic retention time on fouling in a UASB coupled with an external ultrafiltration membrane treating synthetic municipal wastewater. *Desalination* 277, 164-170.

Salazar-Peláez, M.L., Morgan-Sagastume, J.M., Noyola, A., 2011b. Influence of hydraulic retention time on UASB post-treatment with UF membranes. *Water Science & Technology* 64, 2299.

Salazar Peláez, M.L., 2011. Influencia del tiempo de retención hidráulica en el desempeño y taponamiento de un reactor UASB acoplado a una membrana externa de ultrafiltración Instituto de Ingeniería. UNAM, México, p. 142.

Santos, A., Ma, W., Judd, S.J., 2011. Membrane bioreactors: Two decades of research and implementation. *Desalination* 273, 148-154.

Shen, Y., Zhao, W., Xiao, K., Huang, X., 2010. A systematic insight into fouling propensity of soluble microbial products in membrane bioreactors based on hydrophobic interaction and size exclusion. *Journal of Membrane Science* 346, 187-193.

Sheng, G.-P., Yu, H.-Q., Li, X.-Y., 2010. Extracellular polymeric substances (EPS) of microbial aggregates in biological wastewater treatment systems: A review. *Biotechnology Advances* 28, 882-894.

Shon, H.K., Vigneswaran, S., Kim, I.S., Cho, J., Ngo, H.H., 2004. The effect of pretreatment to ultrafiltration of biologically treated sewage effluent: a detailed effluent organic matter (EfOM) characterization. *Water Research* 38, 1933-1939.

Smith, A.L., Stadler, L.B., Love, N.G., Skerlos, S.J., Raskin, L., 2012. Perspectives on anaerobic membrane bioreactor treatment of domestic wastewater: A critical review. *Bioresource Technology* 122, 149-159.

Smith, P.J., Vigneswaran, S., Ngo, H.H., Ben-Aim, R., Nguyen, H., 2005. Design of a generic control system for optimising back flush durations in a submerged membrane hybrid reactor. *Journal of Membrane Science* 255, 99-106.

Spagni, A., Casu, S., Crispino, N.A., Farina, R., Mattioli, D., 2010. Filterability in a submerged anaerobic membrane bioreactor. *Desalination* 250, 787-792.

Stephenson, T., Judd, S.J., Jefferson, B., Brindle, K., 2000. *Membrane bioreactors for wastewater treatment*. IWA Publishing, London.

Stuckey, D.C., 2012. Recent developments in anaerobic membrane reactors. *Bioresource Technology* 122, 137-148.

Suarez, J.A., Veza, J.M., 2000. Dead-end microfiltration as advanced treatment for wastewater. *Desalination* 127, 47-58.

Te Poele, S., 2005. Foulants in ultrafiltration of wwtp effluent, Sanitary Engineering, faculty of Civil Engineering and Geoscience. Delft University of Technology, Delft, The Netherlands, p. 142.

Tiller, F.M., Yeh, C.S., Leu, W.F., 1987. Compressibility of particulate structures in relation to thickening, filtration, and expression - a review.

Torres, P., Foresti, E., 2001. Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors. *Water science and technology: a journal of the International Association on Water Pollution Research* 44, 247.

Trzcinski, A.P., Stuckey, D.C., 2010. Treatment of municipal solid waste leachate using a submerged anaerobic membrane bioreactor at mesophilic and psychrophilic temperatures: Analysis of recalcitrants in the permeate using GC-MS. *Water Research* 44, 671-680.

USEPA, 2005. Membrane Filtration Guidance Manual. United States Environmental Protection Agency, Office of Water.

van Voorthuizen, E., Zwijnenburg, A., van der Meer, W., Temmink, H., 2008. Biological black water treatment combined with membrane separation. *Water Research* 42, 4334-4340.

Vargas, A., Moreno-Andrade, I., Buitrón, G., 2008. Controlled backwashing in a membrane sequencing batch reactor used for toxic wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 320, 185-190.

Verbeck, J., Worm, G., Futselaar, H., van Dijk, J., 2001. Combined air-water flush in dead-end ultrafiltration. *Water Supply* 1, 393-402.

Vyas, H.K., Bennett, R.J., Marshall, A.D., 2002. Performance of crossflow microfiltration during constant transmembrana pressure and constant flux operations. *International Dairy Journal* 12, 7.

Wang, C., Li, Q., Tang, H., Yan, D., Zhou, W., Xing, J., Wan, Y., 2012. Membrane fouling mechanism in ultrafiltration of succinic acid fermentation broth. *Bioresource Technology* 116, 366-371.

Wang, X., Li, X., Huang, X., 2007. Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor (SMBR): Characterisation of the sludge cake and its high filtration resistance. *Separation and Purification Technology* 52, 439-445.

Wang, Z.-P., Zhang, T., 2010. Characterization of soluble microbial products (SMP) under stressful conditions. *Water Research* 44, 5499-5509.

Wang, Z., Wu, Z., Tang, S., 2009. Extracellular polymeric substances (EPS) properties and their effects on membrane fouling in a submerged membrane bioreactor. *Water Research* 43, 2504-2512.

WEF, 2012. Membrane BioReactors WEF Manual of Practice No. 36. McGraw-Hill Companies, Incorporated.

Wen, C., Huang, X., Qian, Y., 1999. Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration. *Process Biochemistry* 35, 335-340.

Wilf, M., Bartels, C., Bloxom, D., Christopher, J., P., A., A., F., K., K., V., F., J., H., J., M., G., P., R., R., A., R., 2010. *The Guidebook to Membrane Technology for Wastewater Reclamation*. Balaban Publishers, Rehovot, Israel.

Wisniewski, C., Grasmick, A., 1998. Floc size distribution in a membrane bioreactor and consequences for membrane fouling. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects* 138, 403-411.

Wolf, D., Resnick, W., 1963. Residence time distribution in real systems. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals* 2, 287-293.

Wu, B., An, Y., Li, Y., Wong, F.S., 2009. Effect of adsorption/coagulation on membrane fouling in microfiltration process post-treating anaerobic digestion effluent. *Desalination* 242, 183-192.

Wu, D., Howell, J., Field, R., 1999. Critical flux measurement for model colloids. *Journal of Membrane Science* 152, 89-98.

Wu, J., Chen, F., Huang, X., Geng, W., Wen, X., 2006. Using inorganic coagulants to control membrane fouling in a submerged membrane bioreactor. *Desalination* 197, 124-136.

Wu, J., Le-Clech, P., Stuetz, R.M., Fane, A.G., Chen, V., 2008a. Effects of relaxation and backwashing conditions on fouling in membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science* 324, 26-32.

Wu, J., Le-Clech, P., Stuetz, R.M., Fane, A.G., Chen, V., 2008b. Novel filtration mode for fouling limitation in membrane bioreactors. *Water Research* 42, 3677-3684.

Xing, C.H., Wen, X.H., Qian, Y., Sun, D., Klose, P., Zhang, X., 2003. Fouling and cleaning of microfiltration membrane in municipal wastewater reclamation. *Water science and technology*, 263-270.

Yamamoto, K., 2009. Submerged MBR Technology: An unfinished international adventure of 20 years., *Proceedings MBR-Network Workshop Berlin*.

Yamato, N., Kimura, K., Miyoshi, T., Watanabe, Y., 2006. Difference in membrane fouling in membrane bioreactors (MBRs) caused by membrane polymer materials. *Journal of Membrane Science* 280, 911-919.

Yang, W., Cicek, N., Ilg, J., 2006. State-of-the-art of membrane bioreactors: Worldwide research and commercial applications in North America. *Journal of Membrane Science* 270, 201-211.

- Ye, Y., Le Clech, P., Chen, V., Fane, A.G., Jefferson, B., 2005. Fouling mechanisms of alginate solutions as model extracellular polymeric substances. *Desalination* 175, 7-20.
- Yeo, A.P.S., Law, A.W.K., Fane, A.G., 2006. Factors affecting the performance of a submerged hollow fiber bundle. *Journal of Membrane Science* 280, 969-982.
- Yoon, S., Kang, I., Lee, C., 1999. Fouling of inorganic membrane and flux enhancement in membrane-coupled anaerobic bioreactor. *Separation Science and Technology* 34, 709-724.
- Zhang, H., Sun, B., Zhao, X., Gao, Z., 2008. Effect of ferric chloride on fouling in membrane bioreactor. *Separation and Purification Technology* 63, 341-347.
- Zhang, J., Chua, H.C., Zhou, J., Fane, A.G., 2006. Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science* 284, 54-66.
- Zhang, J., Padmasiri, S.I., Fitch, M., Norddahl, B., Raskin, L., Morgenroth, E., 2007. Influence of cleaning frequency and membrane history on fouling in an anaerobic membrane bioreactor. *Desalination* 207, 153-166.
- Zhang, X., Bishop, P.L., Kinkle, B.K., 1999. Comparison of extraction methods for quantifying extracellular polymers in biofilms. *Water Science and Technology* 39, 211-218.
- Zheng, X., Ernst, M., Huck, P.M., Jekel, M., 2010. Biopolymer fouling in dead-end ultrafiltration of treated domestic wastewater. *Water Research* 44, 5212-5221.
- Zheng, X., Ernst, M., Jekel, M., 2009. Identification and quantification of major organic foulants in treated domestic wastewater affecting filterability in dead-end ultrafiltration. *Water Research* 43, 238-244.
- Zhou, W., Wu, B., She, Q., Chi, L., Zhang, Z., 2009. Investigation of soluble microbial products in a full-scale UASB reactor running at low organic loading rate. *Bioresource Technology* 100, 3471-3476.

Akram, A., Stuckey, D.C., 2008. Flux and performance improvement in a submerged anaerobic membrane bio-reactor (SAMBR) using powdered activated carbon (PAC). *Process Biochemistry* 43, 93-102.

Altmann, J., Ripperger, S., 1997. Particle deposition and layer formation at the crossflow microfiltration. *Journal of Membrane Science* 124, 119-128.

An, Y., Yang, F., Buccioli, B., Wong, F., 2009. Municipal Wastewater Treatment Using a UASB Coupled with Cross-Flow Membrane Filtration. *Journal of Environmental Engineering* 135, 86-91.

Aquino, S.F., Hu, A.Y., Akram, A., Stuckey, D.C., 2006. Characterization of dissolved compounds in submerged anaerobic membrane bio-reactors (SAMBRs). *Journal of Chemical Technology & Biotechnology* 81, 1894-1904.

Aquino, S.F., Stuckey, D.C., 2004. Soluble microbial products formation in anaerobic chemostats in the presence of toxic compounds. *Water Research* 38, 255-266.

AWWA, 2005. *Standard Methods for the Examination of Water & Wastewater*. American Public Health Association.

Bacchin, P., Aimar, P., Field, R., 2006. Critical and sustainable fluxes: Theory, experiments and applications. *Journal of Membrane Science* 281, 42-69.

Bae, T.-H., Tak, T.-M., 2005. Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bio-reactor mixed liquor. *Journal of Membrane Science* 264, 151-160.

Barker, D.J., Stuckey, D.C., 1999. A review of soluble microbial products (SMP) in wastewater treatment systems. *Water Research* 33, 3063-3082.

Beaubien, A., Baty, M., Jeannot, F., Francoeur, E., Manem, J., 1996. Design and operation of anaerobic membrane bio-reactors: development of a filtration testing strategy. *Journal of Membrane Science* 109, 173-184.

Bérubé, P.R., Afonso, G., Taghipour, F., Chan, C.C.V., 2006a. Quantifying the shear at the surface of submerged hollow fiber membranes. *Journal of Membrane Science* 279, 495-505.

Bérubé, P.R., Hall, E.R., Sutton, P.M., 2006b. Parameters Governing Permeate Flux in an Anaerobic Membrane Bio-reactor Treating Low-Strength Municipal Wastewaters: A Literature Review. *Water Environment Research* 78, 887-896.

Bérubé, P.R., Lei, E., 2006. The effect of hydrodynamic conditions and system configurations on the permeate flux in a submerged hollow fiber membrane system. *Journal of Membrane Science* 271, 29-37.

Bérubé, P.R., Lin, H., Watai, Y., 2008. Fouling in air sparged submerged hollow fiber membranes at sub- and super-critical flux conditions. *Journal of Membrane Science* 307, 169-180.

- Bolton, G., Lacasse, D., Kuriyel, R., 2006a. Combined models of membrane fouling: Development and application to microfiltration and ultrafiltration of biological fluids. *Journal of Membrane Science* 277, 75-84.
- Bolton, G.R., Boesch, A.W., Lazzara, M.J., 2006b. The effects of flow rate on membrane capacity: Development and application of adsorptive membrane fouling models. *Journal of Membrane Science* 279, 625-634.
- Bottino, A., Capannelli, G., Comite, A., Mangano, R., 2009. Critical flux in submerged membrane bio-reactors for municipal wastewater treatment. *Desalination* 245, 748-753.
- Braak, E., Alliet, M., Schetrite, S., Albasi, C., 2011. Aeration and hydrodynamics in submerged membrane bio-reactors. *Journal of Membrane Science* 379, 1-18.
- Bradford, M.M., 1976. A rapid and sensitive method for the quantitation of microgram quantities of protein utilizing the principle of protein-dye binding. *Analytical biochemistry* 72, 248-254.
- Cabassud, C., Laborie, S., Durand-Bourlier, L., Laine, J., 2001. Air sparging in ultrafiltration hollow fibers: relationship between flux enhancement, cake characteristics and hydrodynamic parameters. *Journal of Membrane Science* 181, 57-69.
- Carrere, H., Blaszkowa, F., H., R.d.B., 2002. Modelling the micro- filtration of lactic acid fermentation broths and comparison of operating modes. *Desalination* 145, 6.
- Cid-León, D.M., 2007. Tratamiento de agua Residual municipal mediante bio-reactores anaerobios de membrana a escala piloto, Instituto de Ingeniería. Universidad Nacional Autónoma de México, p. 97.
- Cui, Z., Chang, S., Fane, A., 2003. The use of gas bubbling to enhance membrane processes. *Journal of Membrane Science* 221, 1-35.
- Chae, S.-R., Ahn, Y.-T., Kang, S.-T., Shin, H.-S., 2006. Mitigated membrane fouling in a vertical submerged membrane bio-reactor (VSMBR). *Journal of Membrane Science* 280, 572-581.
- Chang, I.S., Judd, S.J., 2002. Air sparging of a submerged MBR for municipal wastewater treatment. *Process Biochemistry* 37, 915-920.
- Charfi, A., Ben Amar, N., Harmand, J., 2012. Analysis of fouling mechanisms in anaerobic membrane bio-reactors. *Water Research* 46, 2637-2650.
- Chellam, S., Xu, W., 2006. Blocking laws analysis of dead-end constant flux microfiltration of compressible cakes. *Journal of Colloid and Interface Science* 301, 248-257.
- Chen, V., Fane, A., Madaeni, S., Wenten, I., 1997. Particle deposition during membrane filtration of colloids: transition between concentration polarization and cake formation. *Journal of Membrane Science* 125, 109-122.

Cho, B., Fane, A., 2002. Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bio-reactor. *Journal of Membrane Science* 209, 391-403.

Choo, K.H., Kang, I.J., Yoon, S.H., Park, H., Kim, J.H., Adlya, S., Lee, C.H., 2000. Approaches to membrane fouling control in anaerobic membrane bio-reactors. *Water science and technology*, 363-371.

Choo, K.H., Lee, C.H., 1996a. Effect of anaerobic digestion broth composition on membrane permeability. *Water Science and Technology* 34, 173-179.

Choo, K.H., Lee, C.H., 1996b. Membrane fouling mechanisms in the membrane-coupled anaerobic bio-reactor. *Water Research* 30, 1771-1780.

Choo, K.H., Lee, C.H., 1998. Hydrodynamic behavior of anaerobic biosolids during crossflow filtration in the membrane anaerobic bio-reactor. *Water Research* 32, 3387-3397.

Chu, L.-B., Yang, F.-L., Zhang, X.-W., 2005. Anaerobic treatment of domestic wastewater in a membrane-coupled expanded granular sludge bed (EGSB) reactor under moderate to low temperature. *Process Biochemistry* 40, 1063-1070.

Chua, H.C., Arnot, T.C., Howell, J.A., 2002. Controlling fouling in membrane bio-reactors operated with a variable throughput. *Desalination* 149, 225-229.

Defrance, L., Jaffrin, M., 1999. Comparison between filtrations at fixed transmembrane pressure and fixed permeate flux: application to a membrane bio-reactor used for wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 152, 203-210.

Defrance, L., Jaffrin, M.Y., Gupta, B., Paullier, P., Geaugey, V., 2000. Contribution of various constituents of activated sludge to membrane bio-reactor fouling. *Bioresource Technology* 73, 105-112.

Dong, B., Jiang, S., 2009. Characteristics and behaviors of soluble microbial products in sequencing batch membrane bio-reactors at various sludge retention times. *Desalination* 243, 240-250.

Drews, A., 2010. Membrane fouling in membrane bio-reactors—Characterisation, contradictions, cause and cures. *Journal of Membrane Science* 363, 1-28.

Drews, A., Arellano-Garcia, H., Schöneberger, J., Schaller, J., Wozny, G., Kraume, M., 2009. Model-based recognition of fouling mechanisms in membrane bio-reactors. *Desalination* 236, 224-233.

Drews, A., Mante, J., Iversen, V., Vocks, M., Lesjean, B., Kraume, M., 2007. Impact of ambient conditions on SMP elimination and rejection in MBRs. *Water Research* 41, 3850-3858.

Drews, A., Vocks, M., Iversen, V., Lesjean, B., Kraume, M., 2006. Influence of unsteady membrane bio-reactor operation on EPS formation and filtration resistance. *Desalination* 192, 1-9.

Dubois, M., Gilles, K.A., Hamilton, J.K., Rebers, P., Smith, F., 1956. Colorimetric method for determination of sugars and related substances. *Analytical chemistry* 28, 350-356.

Duclos-Orsello, C., Li, W., Ho, C.-C., 2006. A three mechanism model to describe fouling of microfiltration membranes. *Journal of Membrane Science* 280, 856-866.

Dvořák, L., Gómez, M., Dvořáková, M., Růžičková, I., Wanner, J., 2011. The impact of different operating conditions on membrane fouling and EPS production. *Bioresource Technology* 102, 6870-6875.

Edzwald, J., Tobiasson, J., 1999. Enhanced coagulation: Us requirements and a broader view. *Water Science and Technology* 40, 63-70.

Fan, F., Zhou, H., Husain, H., 2006. Identification of wastewater sludge characteristics to predict critical flux for membrane bio-reactor processes. *Water Research* 40, 205-212.

Fawehinmi, F., Jefferson, B., Chan, T., Rogalla, F., 2007. Submerged anaerobic membrane bio-reactors (SAMBR): Ready for the big ball?, WEFTEC 2007. Water Environmental Federation, pp. 6393-6401.

Field, R., Wu, D., Howell, J., Gupta, B., 1995. Critical flux concept for microfiltration fouling. *Journal of Membrane Science* 100, 259-272.

Foresti, E., Zaiat, M., Vallero, M., 2006. Anaerobic Processes as the Core Technology for Sustainable Domestic Wastewater Treatment: Consolidated Applications, New Trends, Perspectives, and Challenges. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology* 5, 3-19.

Frølund, B., Palmgren, R., Keiding, K., Nielsen, P.H., 1996. Extraction of extracellular polymers from activated sludge using a cation exchange resin. *Water Research* 30, 1749-1758.

Gao, D.-W., Zhang, T., Tang, C.-Y.Y., Wu, W.-M., Wong, C.-Y., Lee, Y.H., Yeh, D.H., Criddle, C.S., 2010a. Membrane fouling in an anaerobic membrane bio-reactor: Differences in relative abundance of bacterial species in the membrane foulant layer and in suspension. *Journal of Membrane Science* 364, 331-338.

Gao, W.J., Lin, H.J., Leung, K.T., Schraft, H., Liao, B.Q., 2011. Structure of cake layer in a submerged anaerobic membrane bio-reactor. *Journal of Membrane Science* 374, 110-120.

Gao, W.J.J., Lin, H.J., Leung, K.T., Liao, B.Q., 2010b. Influence of elevated pH shocks on the performance of a submerged anaerobic membrane bio-reactor. *Process Biochemistry* 45, 1279-1287.

Germain, E., Stephenson, T., Pearce, P., 2005. Biomass characteristics and membrane aeration: Toward a better understanding of membrane fouling in submerged membrane bio-reactors (MBRs). *Biotechnology and Bioengineering* 90, 316-322.

Giménez, J.B., Robles, A., Carretero, L., Durán, F., Ruano, M.V., Gatti, M.N., Ribes, J., Ferrer, J., Seco, A., 2011. Experimental study of the anaerobic urban wastewater treatment in a submerged hollow-fibre membrane bio-reactor at pilot scale. *Bioresource Technology* 102, 8799-8806.

Gonzalez-Gil, G., Jansen, S., Zandvoort, M.H., van Leeuwen, H.P., 2003. Effect of yeast extract on speciation and bioavailability of nickel and cobalt in anaerobic bio-reactors. *Biotechnology and Bioengineering* 82, 134-142.

Haandel, A.C., Lettinga, G., 1994. *Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate*. John Wiley & Sons.

Hall, E.R., Berube, P.R., 2007. *Membrane Bio-reactors for Anaerobic Treatment of Wastewaters: Phase II*. Water Environment Research Foundation.

Harada, H., Momonoi, K., Yamazaki, S., Takizawa, S., 1994. Application of anaerobic-UF membrane reactor for treatment of a wastewater containing high strength particulate organics. *Water Science and Technology* 30, 307-319.

Hermans, P., Bredée, H., 1936. Principles of the mathematical treatment of constant-pressure filtration. *J. Soc. Chem. Ind* 55, 1-4.

Hermia, J., 1982. Constant Pressure Blocking Filtration Law Application to Powder-Law Non-Newtonian Fluid. *Trans. Inst. Chem. Eng.* 60, 183-187.

Herrera-Robledo, M., Arenas, C., Morgan-Sagastume, J.M., Castaño, V., Noyola, A., 2011a. Chitosan/albumin/CaCO₃ as mimics for membrane bio-reactor fouling: Genesis of structural mineralized-EPS-building blocks and cake layer compressibility. *Chemosphere* 84, 191-198.

Herrera-Robledo, M., Cid-León, D.M., Morgan-Sagastume, J.M., Noyola, A., 2011b. Biofouling in an anaerobic membrane bio-reactor treating municipal sewage. *Separation and Purification Technology* 81, 49-55.

Herrera-Robledo, M., Morgan-Sagastume, J., Noyola, A., 2009. Biofouling and pollutant removal during long-term operation of an anaerobic membrane bio-reactor treating municipal wastewater. *Biofouling* 26, 23-30.

Herrera-Robledo, M., Morgan-Sagastume, J.M., Noyola, A., 2010. Biofouling and pollutant removal during long-term operation of an anaerobic membrane bio-reactor treating municipal wastewater. *Biofouling* 26, 8.

Hlavacek, M., Bouchet, F., 1993. Constant flowrate blocking laws and an example of their application to dead-end microfiltration of protein solutions. *Journal of Membrane Science* 82, 285-295.

Ho, C.-C., Zydney, A.L., 2000. A Combined Pore Blockage and Cake Filtration Model for Protein Fouling during Microfiltration. *Journal of Colloid and Interface Science* 232, 389-399.

Ho, C.C., Zydney, A.L., 2006. Overview of Fouling Phenomena and Modeling Approaches for Membrane Bio-reactors. *Separation Science and Technology* 41, 1231-1251.

Ho, J., Sung, S., 2009. Effects of solid concentrations and cross-flow hydrodynamics on microfiltration of anaerobic sludge. *Journal of Membrane Science* 345, 142-147.

Holakoo, L., Nakhla, G., Yanful, E.K., Bassi, A.S., 2006. Chelating properties and molecular weight distribution of soluble microbial products from an aerobic membrane bio-reactor. *Water Research* 40, 1531-1538.

Holbrook, R.D., Higgins, M.J., Murthy, S.N., Fonseca, A.D., Fleischer, E.J., Daigger, G.T., Grizzard, T.J., Love, N.G., Novak, J.T., 2004. Effect of alum addition on the performance of submerged membranes for wastewater treatment. *Water Environment Research* 76, 2699-2702.

Hong, S., Elimelech, M., 1997. Chemical and physical aspects of natural organic matter (NOM) fouling of nanofiltration membranes. *Journal of Membrane Science* 132, 159-181.

Howell, J.A., Chua, H.C., Arnot, T.C., 2004. In situ manipulation of critical flux in a submerged membrane bio-reactor using variable aeration rates, and effects of membrane history. *Journal of Membrane Science* 242, 13-19.

Hu, A.Y., Stuckey, D.C., 2006. Treatment of dilute wastewater using a novel submerged anaerobic membrane bio-reactor. *Journal of Environmental Engineering and Science* 132, 190-199.

Hu, A.Y., Stuckey, D.C., 2007. Activated carbon addition to a submerged anaerobic membrane bio-reactor: Effect on performance, transmembrane pressure, and flux. *Journal of Environmental Engineering* 133, 73.

Huang, H., Young, T., Jacangelo, J.G., 2009. Novel approach for the analysis of bench-scale, low pressure membrane fouling in water treatment. *Journal of Membrane Science* 334, 1-8.

Huang, Z., Ong, S.L., Ng, H.Y., 2011. Submerged anaerobic membrane bio-reactor for low-strength wastewater treatment: Effect of HRT and SRT on treatment performance and membrane fouling. *Water Research* 45, 705-713.

Hwang, K.-J., Chen, H.-C., 2010. Selective deposition of fine particles in constant-flux submerged membrane filtration. *Chemical Engineering Journal* 157, 323-330.

Hwang, K.J., Chen, F.F., 2007. Modeling of Particle Fouling and Membrane Blocking in Submerged Membrane Filtration. *Separation Science and Technology* 42, 2595-2614.

Imasaka, T., Kanekuni, N., So, H., Yoshino, S., 1989. Cross-flow filtration of methane fermentation broth by ceramic membranes. *Journal of Fermentation and Bioengineering* 68, 200-206.

Iversen, V., Koseoglu, H., Yigit, N.O., Drews, A., Kitis, M., Lesjean, B., Kraume, M., 2009a. Impacts of membrane flux enhancers on activated sludge respiration and nutrient removal in MBRs. *Water Research* 43, 822-830.

Iversen, V., Mehrez, R., Horng, R., Chen, C., Meng, F., Drews, A., Lesjean, B., Ernst, M., Jekel, M., Kraume, M., 2009b. Fouling mitigation through flocculants and adsorbents addition in membrane bio-reactors: comparing lab and pilot studies. *Journal of Membrane Science* 345, 21-30.

Iversen, V., Mohaupt, J., Drews, A., Lesjean, B., Kraume, M., 2008. Side effects of flux enhancing chemicals in membrane bio-reactors (MBRs): study on their biological toxicity and their residual fouling propensity. *Water Science and Technology* 57, 117-123.

Jang, N., Ren, X., Cho, J., Kim, I.S., 2006. Steady-state modeling of bio-fouling potentials with respect to the biological kinetics in the submerged membrane bio-reactor (SMBR). *Journal of Membrane Science* 284, 352-360.

Jang, N., Ren, X., Kim, G., Ahn, C., Cho, J., Kim, I.S., 2007. Characteristics of soluble microbial products and extracellular polymeric substances in the membrane bio-reactor for water reuse. *Desalination* 202, 90-98.

Jarusutthirak, C., Amy, G., 2007. Understanding soluble microbial products (SMP) as a component of effluent organic matter (EfOM). *Water Research* 41, 2787-2793.

Jefferson, B., Brookes, A., Le Clech, P., Judd, S., 2004. Methods for understanding organic fouling in MBRs. *Water science and technology: a journal of the International Association on Water Pollution Research* 49, 237.

Jeison, D., van Lier, J.B., 2006a. Cake layer formation in anaerobic submerged membrane bio-reactors (AnSMBR) for wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 284, 227-236.

Jeison, D., van Lier, J.B., 2006b. On-line cake-layer management by trans-membrane pressure steady state assessment in Anaerobic Membrane Bio-reactors for wastewater treatment. *Biochemical Engineering Journal* 29, 204-209.

Jiang, T., Kennedy, M.D., Schepper, V.D., Nam, S.N., Nopens, I., Vanrolleghem, P.A., Amy, G., 2010. Characterization of soluble microbial products and their fouling impacts in membrane bio-reactors. *Environmental science & technology* 44 6642–6648.

Jinsong, Z., Chuan, C.H., Jiti, Z., Fane, A.G., 2006. Effect of Sludge Retention Time on Membrane Bio-Fouling Intensity in a Submerged Membrane Bio-reactor. *Separation Science and Technology* 41, 1313-1329.

Judd, S., 2011. *The MBR book: principles and applications of membrane bio-reactors for water and wastewater treatment*. Elsevier.

Judd, S., Jefferson, B., 2003. Membranes for industrial wastewater recovery and re-use. Elsevier Science.

Kang, I.J., Yoon, S.H., Lee, C.H., 2002. Comparison of the filtration characteristics of organic and inorganic membranes in a membrane-coupled anaerobic bio-reactor. *Water Research* 36, 1803-1813.

Kayawake, E., Narukami, Y., Yamagata, M., 1991. Anaerobic digestion by a ceramic membrane enclosed reactor. *Journal of Fermentation and Bioengineering* 71, 122-125.

Kim, J.S., Lee, C.H., 2003. Effect of powdered activated carbon on the performance of an aerobic membrane bio-reactor: Comparison between cross-flow and submerged membrane systems. *Water Environment Research*, 300-307.

Kimura, K., Naruse, T., Watanabe, Y., 2009. Changes in characteristics of soluble microbial products in membrane bio-reactors associated with different solid retention times: Relation to membrane fouling. *Water Research* 43, 1033-1039.

Koseoglu, H., Yigit, N., Iversen, V., Drews, A., Kitis, M., Lesjean, B., Kraume, M., 2008. Effects of several different flux enhancing chemicals on filterability and fouling reduction of membrane bio-reactor (MBR) mixed liquors. *Journal of Membrane Science* 320, 57-64.

Kovalsky, P., Bushell, G., Waite, T.D., 2009. Prediction of transmembrane pressure build-up in constant flux microfiltration of compressible materials in the absence and presence of shear. *Journal of Membrane Science* 344, 204-210.

Kuo, W.C., Parkin, G.F., 1996. Characterization of soluble microbial products from anaerobic treatment by molecular weight distribution and nickel-chelating properties. *Water Research* 30, 915-922.

Kwon, D., Vigneswaran, S., 1998. Influence of particle size and surface charge on critical flux of crossflow microfiltration. *Water Science and Technology* 38, 481-488.

Kwon, D., Vigneswaran, S., Fane, A., Aim, R.B., 2000. Experimental determination of critical flux in cross-flow microfiltration. *Separation and Purification Technology* 19, 169-181.

Lapidou, C.S., Rittmann, B.E., 2002. A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass. *Water Research* 36, 2711-2720.

Le-Clech, P., Chen, V., Fane, T.A.G., 2006. Fouling in membrane bio-reactors used in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 284, 17-53.

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

Lee, S., Jung, J., Chung, Y., 2001. Novel method for enhancing permeate flux of submerged membrane system in two-phase anaerobic reactor. *Water Research* 35, 471-477.

Levenspiel, O., 1999. Chemical reaction engineering, Tercera ed.

Lew, B., Tarre, S., Beliavski, M., Dosoretz, C., Green, M., 2009. Anaerobic membrane bio-reactor (AnMBR) for domestic wastewater treatment. *Desalination* 243, 251-257.

Li, H., Fane, A., Coster, H., Vigneswaran, S., 1998. Direct observation of particle deposition on the membrane surface during crossflow microfiltration. *Journal of Membrane Science* 149, 83-97.

Liang, S., Liu, C., Song, L., 2007. Soluble microbial products in membrane bio-reactor operation: Behaviors, characteristics, and fouling potential. *Water Research* 41, 95-101.

Liang, S., Song, L., 2007. Characteristics and Fouling Behaviors of Dissolved Organic Matter in Submerged Membrane Bio-reactor Systems. *Environmental Engineering Science* 24, 652-662.

Liao, B., Bagley, D., Kraemer, H., Leppard, G., Liss, S., 2004. A review of biofouling and its control in membrane separation bio-reactors. *Water Environment Research* 76, 425-436.

Liao, B., Kraemer, J.T., Bagley, D.M., 2006. Anaerobic Membrane Bio-reactors: Applications and Research Directions. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* 36, 489-530.

Lin, H., Bérubé, P.R., 2007. Modeling the impact of permeate flux and hydrodynamic conditions on fouling in submerged hollow fiber membranes. *Water Science & Technology: Water Supply* 7, 111.

Lin, H.J., Xie, K., Mahendran, B., Bagley, D.M., Leung, K.T., Liss, S.N., Liao, B.Q., 2009. Sludge properties and their effects on membrane fouling in submerged anaerobic membrane bio-reactors (SAnMBRs). *Water Research* 43, 3827-3837.

Lin, H.J., Xie, K., Mahendran, B., Bagley, D.M., Leung, K.T., Liss, S.N., Liao, B.Q., 2010. Factors affecting sludge cake formation in a submerged anaerobic membrane bio-reactor. *Journal of Membrane Science* 361, 126-134.

Liu, H., Fang, H.H.P., 2002. Extraction of extracellular polymeric substances (EPS) of sludges. *Journal of Biotechnology* 95, 249-256.

Liu, Q.-F., Kim, S.-H., 2008. Evaluation of membrane fouling models based on bench-scale experiments: A comparison between constant flowrate blocking laws and artificial neural network (ANNs) model. *Journal of Membrane Science* 310, 393-401.

Lodge, B., Judd, S.J., Smith, A.J., 2004. Characterisation of dead-end ultrafiltration of biotreated domestic wastewater. *Journal of Membrane Science* 231, 91-98.

Marti, N., Bouzas, A., Seco, A., Ferrer, J., 2008. Struvite precipitation assessment in anaerobic digestion processes. *Chemical Engineering Journal* 141, 67-74.

Martin-Garcia, I., Monsalvo, V., Pidou, M., Le-Clech, P., Judd, S.J., McAdam, E.J., Jefferson, B., 2011. Impact of membrane configuration on fouling in anaerobic membrane bio-reactors. *Journal of Membrane Science* 382, 41-49.

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

Mayer, C., Moritz, R., Kirschner, C., Borchard, W., Maibaum, R., Wingender, J., Flemming, H.C., 1999. The role of intermolecular interactions: studies on model systems for bacterial biofilms. *International journal of biological macromolecules* 26, 3-16.

Meng, F., Chae, S.-R., Drews, A., Kraume, M., Shin, H.-S., Yang, F., 2009. Recent advances in membrane bio-reactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Research* 43, 1489-1512.

Meng, F., Shi, B., Yang, F., Zhang, H., 2007. New insights into membrane fouling in submerged membrane bio-reactor based on rheology and hydrodynamics concepts. *Journal of Membrane Science* 302, 87-94.

Mercier, M., Fonade, C., Lafforgue-Delorme, C., 1997. How slug flow can enhance the ultrafiltration flux in mineral tubular membranes. *Journal of Membrane Science* 128, 103-113.

Metzger, U., Le-Clech, P., Stuetz, R.M., Frimmel, F.H., Chen, V., 2007. Characterisation of polymeric fouling in membrane bio-reactors and the effect of different filtration modes. *Journal of Membrane Science* 301, 180-189.

Mott, R.L., Brito, J.E., 2006. *Mecánica de fluidos*. Pearson Educación.

Murder, M., 1996. *Basic principles of membrane technology*, Second ed. Kluwer academic publishers, Dordrecht, Netherlands.

Namkung, E., Rittmann, B.E., 1986. Soluble microbial products (SMP) formation kinetics by biofilms. *Water Research* 20, 795-806.

Ndinisa, N.V., Fane, A.G., Wiley, D.E., 2006. Fouling Control in a Submerged Flat Sheet Membrane System: Part I – Bubbling and Hydrodynamic Effects. *Separation Science and Technology* 41, 1383-1409.

Ng, T.C.A., Ng, H.Y., 2010. Characterisation of initial fouling in aerobic submerged membrane bio-reactors in relation to physico-chemical characteristics under different flux conditions. *Water Research* 44, 2336-2348.

Ni, B.-J., Rittmann, B.E., Yu, H.-Q., 2011. Soluble microbial products and their implications in mixed culture biotechnology. *Trends in Biotechnology* 29, 454-463.

Nywening, J.P., Zhou, H., 2009. Influence of filtration conditions on membrane fouling and scouring aeration effectiveness in submerged membrane bio-reactors to treat municipal wastewater. *Water Research* 43, 3548-3558.

Ognier, S., Wisniewski, C., Grasmick, A., 2002. Characterisation and modelling of fouling in membrane bio-reactors. *Desalination* 146, 141-147.

Ognier, S., Wisniewski, C., Grasmick, A., 2004. Membrane bio-reactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept. *Journal of Membrane Science* 229, 171-177.

Ohlinger, K.N., Young, T.M., Schroeder, E.D., 1998. Predicting struvite formation in digestion. *Water Research* 32, 3607-3614.

Palacio, L., Ho, C.C., Zydney, A.L., 2002. Application of a pore-blockage—Cake-filtration model to protein fouling during microfiltration. *Biotechnology and Bioengineering* 79, 260-270.

Park, D., Lee, D., Park, J., 2005. Continuous biological ferrous iron oxidation in a submerged membrane bio-reactor, pp. 59-68.

Park, H., Choo, K.-H., Lee, C.-H., 1999. Flux Enhancement with Powdered Activated Carbon Addition in the Membrane Anaerobic Bio-reactor. *Separation Science and Technology* 34, 12.

Pastor, L., Mangin, D., Ferrer, J., Seco, A., 2010. Struvite formation from the supernatants of an anaerobic digestion pilot plant. *Bioresource Technology* 101, 118-125.

Pedrozo-Acuña, A., de Alegría-Arzaburu, A.R., Torres-Freyermuth, A., Mendoza, E., Silva, R., 2011. Laboratory investigation of pressure gradients induced by plunging breakers. *Coastal Engineering* 58, 722-738.

Perez Carrión, J.M., 1992. Análisis de flujos y factores que determinan los periodos de retencion, *Manual de Evaluación*. Tomo II. CEPIS/OPS, Lima.

Psoch, C., Schiewer, S., 2005. Long-term study of an intermittent air sparged MBR for synthetic wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 260, 56-65.

Radjenović, J., Matošić, M., Mijatović, I., Petrović, M., Barceló, D., 2008. Membrane bio-reactor (MBR) as an advanced wastewater treatment technology. *Emerging Contaminants from Industrial and Municipal Waste*, 37-101.

Rezaei, H., Ashtiani, F.Z., Fouladitajar, A., 2011. Effects of operating parameters on fouling mechanism and membrane flux in cross-flow microfiltration of whey. *Desalination* 274, 262-271.

Rodriguez, J.A., Pena, M.R., Manzi, V., 2001. Application of an innovative methodology to improve the starting-up of UASB reactors treating domestic sewage. *Water Sci Technol* 44, 295-303.

Rosenberger, S., Laabs, C., Lesjean, B., Gnirss, R., Amy, G., Jekel, M., Schrotter, J.C., 2006. Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bio-reactors for municipal wastewater treatment. *Water Research* 40, 710-720.

Salazar-Peláez, M.L., 2011. Influencia del tiempo de retención hidráulica en el desempeño y taponamiento de un reactor UASB acoplado a una membrana externa de ultrafiltración, Instituto de Ingeniería. UNAM, México D.F., p. 179.

Salazar-Peláez, M.L., Morgan-Sagastume, J.M., Noyola, A., 2011a. Influence of hydraulic retention time on fouling in a UASB coupled with an external ultrafiltration membrane treating synthetic municipal wastewater. *Desalination* 277, 164-170.

Salazar-Peláez, M.L., Morgan-Sagastume, J.M., Noyola, A., 2011b. Influence of hydraulic retention time on UASB post-treatment with UF membranes. *Water Science & Technology* 64, 2299.

Salazar Peláez, M.L., 2011. Influencia del tiempo de retención hidráulica en el desempeño y taponamiento de un reactor UASB acoplado a una membrana externa de ultrafiltración Instituto de Ingeniería. UNAM, México, p. 142.

Santos, A., Ma, W., Judd, S.J., 2011. Membrane bio-reactors: Two decades of research and implementation. *Desalination* 273, 148-154.

Shen, Y., Zhao, W., Xiao, K., Huang, X., 2010. A systematic insight into fouling propensity of soluble microbial products in membrane bio-reactors based on hydrophobic interaction and size exclusion. *Journal of Membrane Science* 346, 187-193.

Sheng, G.-P., Yu, H.-Q., Li, X.-Y., 2010. Extracellular polymeric substances (EPS) of microbial aggregates in biological wastewater treatment systems: A review. *Biotechnology Advances* 28, 882-894.

Shon, H.K., Vigneswaran, S., Kim, I.S., Cho, J., Ngo, H.H., 2004. The effect of pretreatment to ultrafiltration of biologically treated sewage effluent: a detailed effluent organic matter (EfOM) characterization. *Water Research* 38, 1933-1939.

Smith, A.L., Stadler, L.B., Love, N.G., Skerlos, S.J., Raskin, L., 2012. Perspectives on anaerobic membrane bio-reactor treatment of domestic wastewater: A critical review. *Bioresource Technology* 122, 149-159.

Smith, P.J., Vigneswaran, S., Ngo, H.H., Ben-Aim, R., Nguyen, H., 2005. Design of a generic control system for optimising back flush durations in a submerged membrane hybrid reactor. *Journal of Membrane Science* 255, 99-106.

Spagni, A., Casu, S., Crispino, N.A., Farina, R., Mattioli, D., 2010. Filterability in a submerged anaerobic membrane bio-reactor. *Desalination* 250, 787-792.

Stephenson, T., Judd, S.J., Jefferson, B., Brindle, K., 2000. Membrane bio-reactors for wastewater treatment. IWA Publishing, London.

Stuckey, D.C., 2012. Recent developments in anaerobic membrane reactors. *Bioresource Technology* 122, 137-148.

Suarez, J.A., Veza, J.M., 2000. Dead-end microfiltration as advanced treatment for wastewater. *Desalination* 127, 47-58.

Te Poele, S., 2005. Foulants in ultrafiltration of wwtp effluent, Sanitary Engineering, faculty of Civil Engineering and Geoscience. Delft University of Technology, Delft, The Netherlands, p. 142.

Tiller, F.M., Yeh, C.S., Leu, W.F., 1987. Compressibility of particulate structures in relation to thickening, filtration, and expression - a review.

Torres, P., Foresti, E., 2001. Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors. *Water science and technology: a journal of the International Association on Water Pollution Research* 44, 247.

Trzcinski, A.P., Stuckey, D.C., 2010. Treatment of municipal solid waste leachate using a submerged anaerobic membrane bio-reactor at mesophilic and psychrophilic temperatures: Analysis of recalcitrants in the permeate using GC-MS. *Water Research* 44, 671-680.

USEPA, 2005. Membrane Filtration Guidance Manual. United States Environmental Protection Agency, Office of Water.

van Voorthuizen, E., Zwijnenburg, A., van der Meer, W., Temmink, H., 2008. Biological black water treatment combined with membrane separation. *Water Research* 42, 4334-4340.

Vargas, A., Moreno-Andrade, I., Buitrón, G., 2008. Controlled backwashing in a membrane sequencing batch reactor used for toxic wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 320, 185-190.

Verbeck, J., Worm, G., Futselaar, H., van Dijk, J., 2001. Combined air-water flush in dead-end ultrafiltration. *Water Supply* 1, 393-402.

Vyas, H.K., Bennett, R.J., Marshall, A.D., 2002. Performance of crossflow microfiltration during constant transmembrana pressure and constant flux operations. *International Dairy Journal* 12, 7.

Wang, C., Li, Q., Tang, H., Yan, D., Zhou, W., Xing, J., Wan, Y., 2012. Membrane fouling mechanism in ultrafiltration of succinic acid fermentation broth. *Bioresource Technology* 116, 366-371.

Wang, X., Li, X., Huang, X., 2007. Membrane fouling in a submerged membrane bio-reactor (SMBR): Characterisation of the sludge cake and its high filtration resistance. *Separation and Purification Technology* 52, 439-445.

Wang, Z.-P., Zhang, T., 2010. Characterization of soluble microbial products (SMP) under stressful conditions. *Water Research* 44, 5499-5509.

Wang, Z., Wu, Z., Tang, S., 2009. Extracellular polymeric substances (EPS) properties and their effects on membrane fouling in a submerged membrane bio-reactor. *Water Research* 43, 2504-2512.

WEF, 2012. Membrane Bio-reactors WEF Manual of Practice No. 36. McGraw-Hill Companies, Incorporated.

Wen, C., Huang, X., Qian, Y., 1999. Domestic wastewater treatment using an anaerobic bio-reactor coupled with membrane filtration. *Process Biochemistry* 35, 335-340.

Wilf, M., Bartels, C., Bloxom, D., Chrisopher, J., P., A., A., F., K., K., V., F., J., H., J., M., G., P., R., R., A., R., 2010. *The Guidebook to Membrane Technology for Wastewater Reclamation*. Balaban Publishers, Rehovot, Israel.

Wisniewski, C., Grasmick, A., 1998. Floc size distribution in a membrane bio-reactor and consequences for membrane fouling. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects* 138, 403-411.

Wolf, D., Resnick, W., 1963. Residence time distribution in real systems. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals* 2, 287-293.

Wu, B., An, Y., Li, Y., Wong, F.S., 2009. Effect of adsorption/coagulation on membrane fouling in microfiltration process post-treating anaerobic digestion effluent. *Desalination* 242, 183-192.

Wu, D., Howell, J., Field, R., 1999. Critical flux measurement for model colloids. *Journal of Membrane Science* 152, 89-98.

Wu, J., Chen, F., Huang, X., Geng, W., Wen, X., 2006. Using inorganic coagulants to control membrane fouling in a submerged membrane bio-reactor. *Desalination* 197, 124-136.

Wu, J., Le-Clech, P., Stuetz, R.M., Fane, A.G., Chen, V., 2008a. Effects of relaxation and backwashing conditions on fouling in membrane bio-reactor. *Journal of Membrane Science* 324, 26-32.

Wu, J., Le-Clech, P., Stuetz, R.M., Fane, A.G., Chen, V., 2008b. Novel filtration mode for fouling limitation in membrane bio-reactors. *Water Research* 42, 3677-3684.

Xing, C.H., Wen, X.H., Qian, Y., Sun, D., Klose, P., Zhang, X., 2003. Fouling and cleaning of microfiltration membrane in municipal wastewater reclamation. *Water science and technology*, 263-270.

Yamamoto, K., 2009. Submerged MBR Technology: An unfinished international adventure of 20 years., *Proceedings MBR-Network Workshop Berlín*.

Yamato, N., Kimura, K., Miyoshi, T., Watanabe, Y., 2006. Difference in membrane fouling in membrane bio-reactors (MBRs) caused by membrane polymer materials. *Journal of Membrane Science* 280, 911-919.

- Yang, W., Cicek, N., Ilg, J., 2006. State-of-the-art of membrane bio-reactors: Worldwide research and commercial applications in North America. *Journal of Membrane Science* 270, 201-211.
- Ye, Y., Le Clech, P., Chen, V., Fane, A.G., Jefferson, B., 2005. Fouling mechanisms of alginate solutions as model extracellular polymeric substances. *Desalination* 175, 7-20.
- Yeo, A.P.S., Law, A.W.K., Fane, A.G., 2006. Factors affecting the performance of a submerged hollow fiber bundle. *Journal of Membrane Science* 280, 969-982.
- Yoon, S., Kang, I., Lee, C., 1999. Fouling of inorganic membrane and flux enhancement in membrane-coupled anaerobic bio-reactor. *Separation Science and Technology* 34, 709-724.
- Zhang, H., Sun, B., Zhao, X., Gao, Z., 2008. Effect of ferric chloride on fouling in membrane bio-reactor. *Separation and Purification Technology* 63, 341-347.
- Zhang, J., Chua, H.C., Zhou, J., Fane, A.G., 2006. Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bio-reactors. *Journal of Membrane Science* 284, 54-66.
- Zhang, J., Padmasiri, S.I., Fitch, M., Norddahl, B., Raskin, L., Morgenroth, E., 2007. Influence of cleaning frequency and membrane history on fouling in an anaerobic membrane bio-reactor. *Desalination* 207, 153-166.
- Zhang, X., Bishop, P.L., Kinkle, B.K., 1999. Comparison of extraction methods for quantifying extracellular polymers in biofilms. *Water Science and Technology* 39, 211-218.
- Zheng, X., Ernst, M., Huck, P.M., Jekel, M., 2010. Biopolymer fouling in dead-end ultrafiltration of treated domestic wastewater. *Water Research* 44, 5212-5221.
- Zheng, X., Ernst, M., Jekel, M., 2009. Identification and quantification of major organic foulants in treated domestic wastewater affecting filterability in dead-end ultrafiltration. *Water Research* 43, 238-244.
- Zhou, W., Wu, B., She, Q., Chi, L., Zhang, Z., 2009. Investigation of soluble microbial products in a full-scale UASB reactor running at low organic loading rate. *Bioresource Technology* 100, 3471-3476.

7. ANEXO

MODELOS COMBINADOS DE BOLTON *et al.* (2006)

1. PRUEBAS DE FILTRACIÓN CONTINUA:

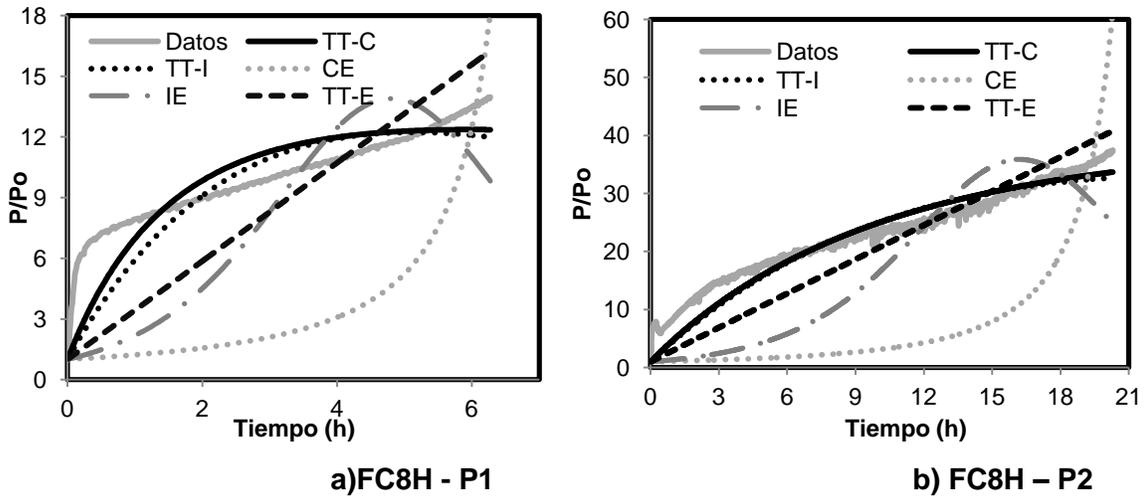


Figura I. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en pruebas con TRH 8 horas

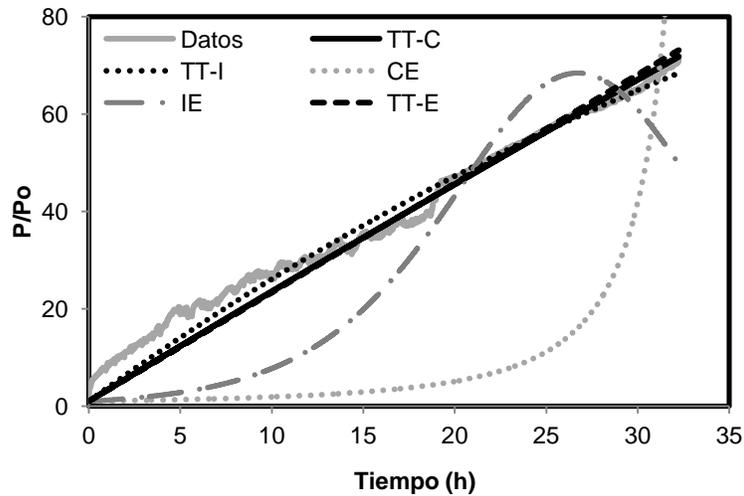


Figura II. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en la prueba FC4H

Tabla I. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en el periodo experimental en pruebas de filtración continua.

Modelo	FC8H - P1			FC8H - Prueba 2			FC4H		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	1.0E+03	K _c : 1.8E+09 K _b : -7.6E-05	0.903	1.3E+04	K _c : 8.1E+08 K _b : -1.1E-05	0.976	4.4E+04	K _c : 4.6E+08 K _b : -2.2E-07	0.996
TT-I	1.4E+03	K _c : 1.2E+09 K _i : -3.1E+01	0.907	1.5E+04	K _c : 7.5E+08 K _i : -6.7E+00	0.970	3.1E+04	K _c : 5.5E+08 K _i : -1.3E+00	0.992
CE	2.8E+04	K _b : 3.8E-05 K _s : 1.3E+01	0.799	7.1E+05	K _b : 4.2E-07 K _s : 2.0E+01	0.730	3.9E+06	K _b : -9.1E-06 K _s : 2.0E+01	0.667
IE	7.5E+03	K _i : 2.0E+02 K _s : -7.2E+00	0.873	1.8E+05	K _i : 7.2E+01 K _s : -1.0E+00	0.899	6.2E+05	K _i : 5.0E+01 K _s : -3.6E-01	0.951
TT-E	4.9E+03	K _c : 4.9E+08 K _s : 8.0E-01	0.971	5.1E+04	K _c : 4.0E+08 K _s : 5.9E-07	0.987	4.9E+04	K _c : 4.5E+08 K _s : 2.3E-04	0.996

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla II. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en la prueba FC8H-P1.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo			Tercer periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	2.4E-01	K _c : 8.9E+09 K _b : -2.2E-04	0.996	4.2E-02	K _c : 2.6E+08 K _b : -1.2E-04	0.983	8.5E-01	K _c : 9.8E+06 K _b : 9.1E-06	0.998
TT-I	2.4E-01	K _c : 9.1E+09 K _i : -2.1E+02	0.996	3.9E-02	K _c : 2.3E+08 K _i : -7.5E+01	0.985	8.5E-01	K _c : 2.6E+06 K _i : 1.6E+01	0.998
CE	1.4E+01	K _b : -5.1E-04 K _s : 2.9E+03	0.892	4.0E-01	K _b : -1.3E-05 K _s : 1.1E+02	0.925	5.1E-01	K _b : 8.8E-06 K _s : 9.9E+00	0.998
IE	6.3E-01	K _i : 6.3E+03 K _s : -6.4E+02	0.989	3.7E-02	K _i : 3.0E+02 K _s : -1.4E+02	0.984	5.7E-01	K _i : 2.5E-03 K _s : 1.8E+01	0.998
TT-E	3.7E-01	K _c : 7.4E+09 K _s : 4.9E+02	0.992	1.9E-01	K _c : 1.0E+08 K _s : 4.9E+00	0.949	1.9E+00	K _c : 2.6E+07 K _s : -7.1E+00	0.997

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla III. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en la prueba FC8H-P2.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	1.7E+00	K _C : 1.7E+10 K _b : -1.1E-06	0.988	2.9E-02	K _C : 3.2E+08 K _b : -2.0E-04	0.966
TT-I	1.5E+00	K _C : 1.5E+10 K _i : 2.7E+02	0.986	2.1E-02	K _C : -1.0E+06 K _i : 1.5E+02	0.949
CE	2.8E+01	K _b : -9.9E-05 K _S : 3.9E+03	0.883	2.0E-02	K _b : 5.0E-10 K _S : 1.5E+02	0.947
IE	2.1E+00	K _i : 9.6E+03 K _S : -6.5E+02	0.980	2.0E-02	K _i : -4.3E-03 K _S : 1.5E+02	0.947
TT-E	1.6E+00	K _C : 1.4E+10 K _S : 2.1E+03	0.986	2.2E-02	K _C : 9.7E+07 K _S : 4.5E+01	0.952
Modelo	Tercer periodo			Cuarto periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	1.9E+00	K _C : 1.0E+08 K _b : 4.3E-07	0.994	3.1E+01	K _C : 1.7E+07 K _b : -1.7E-06	0.990
TT-I	1.5E+00	K _C : 7.7E+07 K _i : 1.2E+01	0.990	4.0E+00	K _C : 1.9E+01 K _i : 1.1E+01	0.995
CE	6.1E+00	K _b : -4.4E-07 K _S : 6.4E+01	0.965	9.3E+00	K _b : -3.8E-06 K _S : 1.2E+01	0.991
IE	1.2E+00	K _i : 1.2E+02 K _S : -2.1E+01	0.993	4.0E+00	K _i : 1.1E+01 K _S : 1.5E-01	0.995
TT-E	1.6E+00	K _C : 6.1E+07 K _S : 3.6E+01	0.991	4.1E+00	K _C : 3.1E+06 K _S : 7.8E+00	0.995

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla IV. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en la prueba FC4H.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	2.5E+00	K _C : 1.7E+10 K _b : -1.8E-03	0.941	4.6E+02	K _C : 8.3E+07 K _b : -4.3E-07	0.996
TT-I	3.4E+00	K _C : 1.4E+10 K _i : -9.5E+02	0.924	4.6E+02	K _C : 8.3E+07 K _i : -3.4E-01	0.996
CE	6.3E+01	K _b : -1.0E-04 K _S : 1.7E+03	0.785	5.1E+04	K _b : 4.8E-07 K _S : 1.1E+01	0.856
IE	1.6E+01	K _i : 4.9E+03 K _S : -4.9E+02	0.864	4.7E+03	K _i : 3.2E+01 K _S : -1.3E+00	0.982
TT-E	1.5E+01	K _C : 5.7E+09 K _S : 3.6E+01	0.906	5.0E+02	K _C : 7.9E+07 K _S : 1.4E-03	0.996

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

2. PRUEBAS DE FILTRACIÓN INTERMITENTE CON AGUA RESIDUAL SINTÉTICA:

Tabla V. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en prueba FI10 con dos periodos diferenciados.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	1.5E+00	K _c : 9.4E+07 K _b : 8.0E-07	0.9995	2.6E+00	K _c : 3.2E+06 K _b : 2.1E-08	0.9945
TT-I	8.2E+00	K _c : 8.0E+07 K _i : 2.1E+00	0.9994	2.4E+00	K _c : 3.7E+04 K _i : 3.1E+00	0.9962
CE	8.7E+02	K _b : -3.0E-07 K _s : 1.7E+01	0.8745	1.4E-02	K _b : -1.7E-04 K _s : 8.0E+01	0.9990
IE	5.2E+01	K _i : 4.6E+01 K _s : -2.2E+00	0.9900	2.3E+00	K _i : -1.3E-02 K _s : 2.9E+00	0.9971
TT-E	1.4E+00	K _c : 9.1E+07 K _s : 7.7E+00	0.9994	5.0E-01	K _c : 1.1E+07 K _s : -3.0E+03	0.9945

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

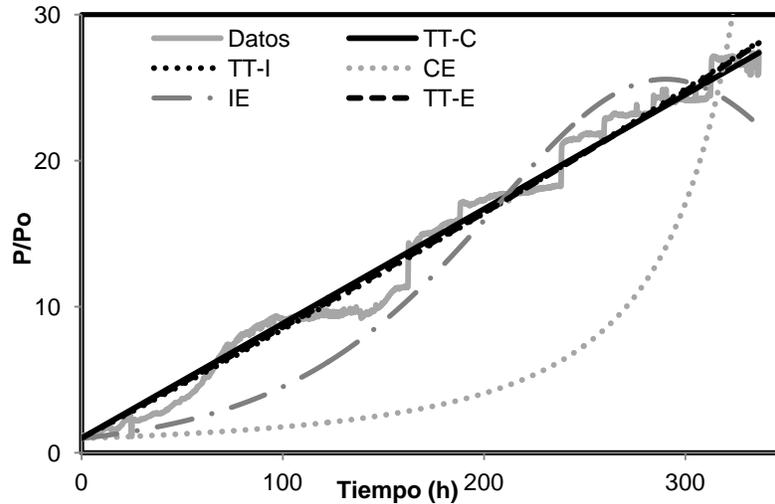


Figura III. Curvas ajustadas con el modelo combinado en la prueba FI10N

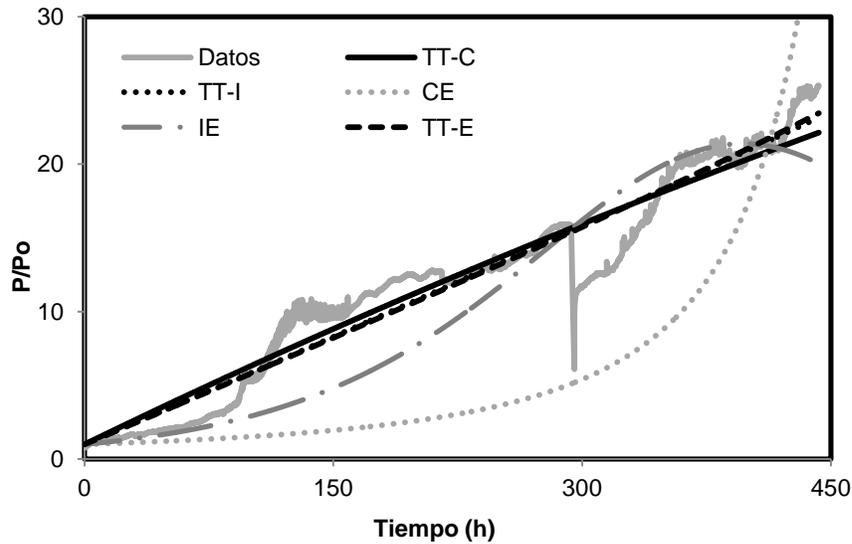


Figura IV. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en la prueba FI4N

Tabla VI. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en prueba FI4 con cuatro periodos diferenciados.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	1.9E-02	K _c : 3.5E+08 K _b : -4.1E-05	0.9960	1.5E+01	K _c : 4.6E+07 K _b : -3.4E-06	0.9494
TT-I	2.2E-02	K _c : -4.2E+07 K _i : 3.1E+02	0.9926	1.5E+01	K _c : 4.4E+07 K _i : -2.5E+00	0.9490
CE	2.2E-01	K _b : -9.6E-06 K _s : 1.8E+02	0.9632	9.5E+01	K _b : -6.0E-07 K _s : 1.4E+01	0.9271
IE	1.8E-02	K _i : 3.8E+02 K _s : -9.6E+01	0.9942	2.8E+01	K _i : 3.0E+01 K _s : -4.3E+00	0.9307
TT-E	2.4E-02	K _c : 2.8E+08 K _s : -1.8E+01	0.9920	1.9E+01	K _c : 3.0E+07 K _s : 2.6E+00	0.9529
Modelo	Tercer periodo			Cuarto periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	3.9E+01	K _c : 8.3E+06 K _b : -1.0E-08	0.8826	1.1E-01	K _c : 5.0E+03 K _b : 2.3E-07	0.9834
TT-I	3.2E+01	K _c : 1.0E+00 K _i : 5.9E+00	0.8443	1.1E-01	K _c : 1.0E+03 K _i : 2.6E-01	0.9834
CE	3.5E+01	K _b : -5.0E-06 K _s : 8.6E+00	0.8027	8.2E-02	K _b : -8.1E-06 K _s : 6.0E+00	0.9861
IE	3.2E+01	K _i : -6.0E+00 K _s : 1.2E+01	0.8458	1.1E-01	K _i : 1.5E-04 K _s : 2.6E-01	0.9834
TT-E	3.4E+01	K _c : 1.0E+00 K _s : 4.7E+00	0.8106	1.6E-01	K _c : 3.8E+06 K _s : 1.1E+01	0.9776

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla VII. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en pruebas de filtración intermitente con burbujeo de gas

Modelo	FI10N		R ²	FI4N		R ²
	SCR	Parámetros ajustados		SCR	Parámetros ajustados	
TT-C	1.96E+03	K _c : 2.3E+07 K _b : -8.2E-10	0.993	1.35E+04	K _c : 1.6E+07 K _b : -6.0E-08	0.972
TT-I	1.76E+03	K _c : 2.1E+07 K _i : 6.5E-02	0.993	1.28E+04	K _c : 1.4E+07 K _i : 1.9E-02	0.971
CE	1.52E+05	K _b : -3.8E-08 K _s : 1.5E+00	0.759	2.59E+05	K _b : -9.0E-09 K _s : 1.1E+00	0.791
IE	1.14E+04	K _i : 4.6E+00 K _s : -9.0E-02	0.975	4.70E+04	K _i : 3.2E+00 K _s : -7.6E-02	0.928
TT-E	1.83E+03	K _c : 2.2E+07 K _s : 8.2E-01	0.992	1.27E+04	K _c : 1.4E+07 K _s : 5.8E-01	0.972

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla VIII. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en prueba FI10N con tres periodos diferenciados.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo			Tercer periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	7.1E+00	K _c : 1.4E+07 K _b : 3.9E-09	0.9742	4.8E+01	K _c : 7.3E+06 K _b : -9.6E-07	0.9317	3.8E+01	K _c : 6.5E+05 K _b : 2.8E-07	0.9647
TT-I	6.7E+00	K _c : 1.2E+07 K _i : 6.4E-01	0.9766	3.1E+01	K _c : 3.8E+06 K _i : 9.9E-03	0.8873	3.5E+01	K _c : 1.8E+05 K _i : 6.8E-01	0.9638
CE	2.5E+01	K _b : 1.1E-06 K _s : 4.6E+00	0.9634	4.7E+01	K _b : 1.9E-07 K _s : 1.6E+00	0.8118	3.0E+01	K _b : -1.8E-07 K _s : 9.1E-01	0.9536
IE	8.1E+00	K _i : 1.1E+01 K _s : -1.5E+00	0.9742	2.8E+01	K _i : 3.5E+00 K _s : -6.4E-01	0.9000	3.0E+01	K _i : 1.3E-05 K _s : 7.3E-01	0.9539
TT-E	7.1E+00	K _c : 1.4E+07 K _s : 5.7E-01	0.9743	3.1E+01	K _c : 3.8E+06 K _s : -2.5E-03	0.8878	2.9E+01	K _c : -1.2E+05 K _s : 7.6E-01	0.9501

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

Tabla IX. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en prueba FI4N con cuatro periodos diferenciados.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	6.3E+01	K _c : 1.3E+07 K _b : -7.4E-09	0.9904	4.5E+02	K _c : 4.8E+06 K _b : -8.9E-08	0.9785
TT-I	3.0E+01	K _c : 2.1E+07 K _i : -1.5E+00	0.9726	2.7E+02	K _c : 5.1E+05 K _i : 1.9E+00	0.9836
CE	3.2E+02	K _b : -1.3E-07 K _s : 4.6E+00	0.9580	2.1E+02	K _b : -9.7E-08 K _s : 2.1E+00	0.9713
IE	7.8E+01	K _i : 1.1E+01 K _s : -1.7E+00	0.9644	2.1E+02	K _i : -1.0E-06 K _s : 2.0E+00	0.9814
TT-E	6.2E+01	K _c : 1.3E+07 K _s : -1.2E-01	0.9905	5.3E+01	K _c : -3.8E+06 K _s : 2.6E+00	0.9649
Modelo	Tercer periodo			Cuarto periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	2.5E+01	K _c : 4.5E+05 K _b : -3.1E-11	0.9492	3.1E+02	K _c : 1.9E+06 K _b : -6.4E-08	0.9577
TT-I	2.1E+01	K _c : 8.7E+04 K _i : 2.9E-01	0.9505	1.3E+02	K _c : 1.5E+05 K _i : 6.5E-01	0.9423
CE	2.0E+01	K _b : 1.0E-07 K _s : 2.5E-01	0.9509	9.8E+01	K _b : 1.5E-08 K _s : 6.3E-01	0.9325
IE	2.0E+01	K _i : 2.8E-06 K _s : 3.5E-01	0.9509	9.7E+01	K _i : -3.3E-06 K _s : 6.5E-01	0.9324
TT-E	6.0E+00	K _c : -8.0E+05 K _s : 7.1E-01	0.9467	9.0E+01	K _c : -2.2E+05 K _s : 6.8E-01	0.9279

SCR: Suma de los cuadrados de los residuales

3. PRUEBAS DE FILTRACIÓN INTERMITENTE CON AGUA RESIDUAL REAL – ESCALA LABORATORIO:

Tabla X. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en dos periodos de la prueba FI4R.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	5.2E-01	K _c : 9.5E+07 K _b : -2.1E-05	0.961	7.2E+00	K _c : 2.6E+04 K _b : 1.3E-05	0.965
TT-I	4.3E-01	K _c : 6.8E+07 K _i : -6.1E+00	0.979	6.4E+00	K _c : 2.8E+06 K _i : 1.5E+01	0.996
CE	1.5E+00	K _b : -4.0E-07 K _s : 3.6E+01	0.991	3.9E+00	K _b : 6.2E-08 K _s : 1.5E+01	0.988
IE	5.7E-01	K _i : 7.5E+01 K _s : -1.8E+01	0.979	3.9E+00	K _i : 1.0E-02 K _s : 1.5E+01	0.988
TT-E	4.9E-01	K _c : 6.2E+07 K _s : -1.0E+01	0.987	2.3E+00	K _c : 4.5E+07 K _s : -4.8E+04	0.998

Tabla XI. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en tres periodos de la prueba FI4NR.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo			Tercer periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	4.4E+02	K _c : 3.4E+07 K _b : -4.9E-07	0.995	8.7E+01	K _c : 1.5E+06 K _b : -5.2E-07	0.988	1.7E+01	K _c : 3.0E+03 K _b : 2.4E-07	0.945
TT-I	4.0E+01	K _c : 2.4E+07 K _i : 3.2E-01	0.999	4.5E+01	K _c : 1.3E+05 K _i : 5.4E-01	0.996	1.7E+01	K _c : 3.6E+03 K _i : 2.5E-01	0.943
CE	1.4E+04	K _b : -3.1E-09 K _s : 4.0E+00	0.858	3.8E+01	K _b : 3.5E-07 K _s : 3.1E-01	0.996	1.8E+01	K _b : -5.5E-08 K _s : 2.6E-01	0.944
IE	7.5E+02	K _i : -1.1E+01 K _s : 2.1E+01	0.988	3.9E+01	K _i : 2.4E-05 K _s : 6.3E-01	0.996	1.7E+01	K _i : -9.4E-07 K _s : 2.4E-01	0.944
TT-E	2.8E+01	K _c : 3.1E+07 K _s : -2.1E+01	0.999	1.4E+00	K _c : 2.1E+06 K _s : -4.6E+07	0.995	7.9E+00	K _c : 1.1E+06 K _s : -2.3E+04	0.941

4. PRUEBAS DE FILTRACIÓN INTERMITENTE CON AGUA RESIDUAL REAL – ESCALA PILOTO:

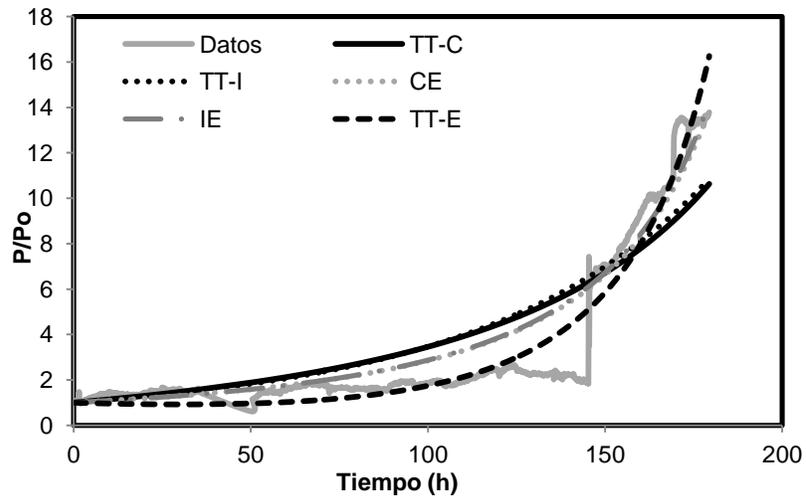


Figura V. Presión normalizada vs. Tiempo y curvas ajustadas con el modelo combinado en prueba FI4P – P1.

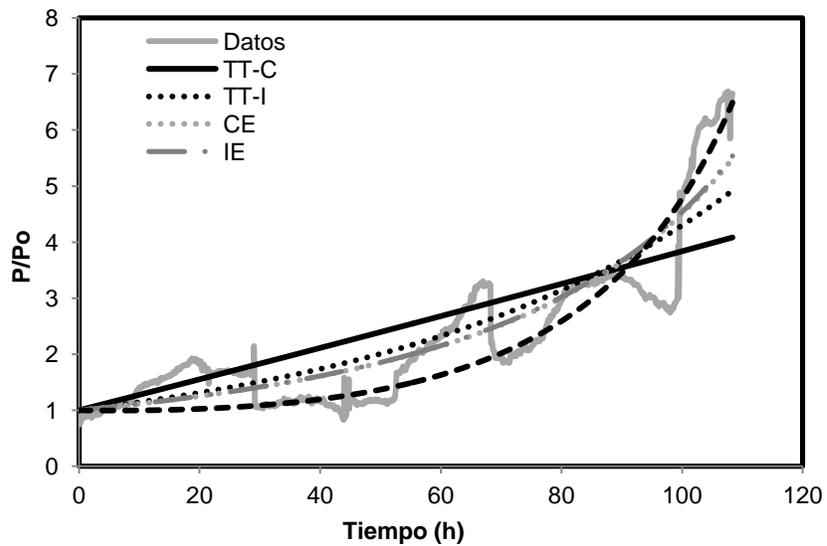


Figura VI. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en prueba FI4P – P2

Tabla XII. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo de las leyes de bloqueo en la prueba FI4P

Modelo	Prueba 1			Prueba 2		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	6.5E+03	K _c : 2.0E+06 K _b : 9.9E-07	0.892	9.5E+02	K _c : 5.5E+06 K _b : 6.1E-08	0.806
TT-I	6.4E+03	K _c : 3.2E+05 K _i : 2.4E+00	0.890	5.6E+02	K _c : 4.6E+05 K _i : 2.6E+00	0.879
CE	3.2E+03	K _b : -8.1E-08 K _s : 2.0E+00	0.945	4.4E+02	K _b : 6.5E-09 K _s : 2.5E+00	0.904
IE	3.2E+03	K _i : 1.7E-05 K _s : 1.9E+00	0.946	4.4E+02	K _i : -4.0E-05 K _s : 2.5E+00	0.904
TT-E	1.7E+03	K _c : -2.6E+06 K _s : 2.0E+00	0.966	4.2E+02	K _c : -2.6E+06 K _s : 2.8E+00	0.922

Tabla XIII. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en tres periodos de la prueba FI4P - P1.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo			Tercer periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	5.6E+00	K _c : -9.2E-08 K _b : 4.0E+06	0.843	7.8E+01	K _c : 9.8E+05 K _b : 5.1E-07	0.822	5.0E+01	K _c : -1.5E+03 K _b : 7.3E-07	0.978
TT-I	5.6E+00	K _c : -7.5E-02 K _i : 4.0E+06	0.843	8.1E+01	K _c : 7.2E+04 K _i : 1.4E+00	0.820	5.5E+01	K _c : 2.8E+05 K _i : 4.6E-01	0.977
CE	8.6E+00	K _b : 1.3E-07 K _s : 3.2E+00	0.809	1.4E+02	K _b : -1.0E-09 K _s : 1.2E+00	0.811	5.3E+01	K _b : 9.1E-09 K _s : 7.0E-01	0.978
IE	2.7E+00	K _i : 1.2E+01 K _s : -4.8E+00	0.874	4.6E+01	K _i : 2.4E+00 K _s : -5.3E-01	0.835	5.3E+01	K _i : 6.8E-05 K _s : 7.1E-01	0.978
TT-E	6.4E+00	K _c : 1.9E+06 K _s : 2.0E+00	0.833	8.4E+01	K _c : 1.9E+06 K _s : -3.6E-02	0.830	4.6E+00	K _c : -3.0E+06 K _s : 1.5E+00	0.975

Tabla XIV. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en dos periodos de la prueba FI4P – P2.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	2.7E+02	K _c : 4.2E+06 K _b : 6.0E-09	0.820	1.4E+00	K _c : 9.8E+05 K _b : -5.4E-07	0.923
TT-I	2.2E+02	K _c : 4.6E+05 K _i : 2.2E+00	0.848	1.3E+00	K _c : 8.9E+04 K _i : 3.4E-01	0.920
CE	2.3E+02	K _b : -3.0E-07 K _s : 2.5E+00	0.848	1.0E+00	K _b : -1.2E-05 K _s : 7.4E+00	0.915
IE	2.2E+02	K _i : -2.3E+00 K _s : 5.0E+00	0.848	1.3E+00	K _i : 2.4E-06 K _s : 4.3E-01	0.919
TT-E	2.9E+02	K _c : -1.6E+06 K _s : 2.6E+00	0.837	4.2E-01	K _c : -3.6E+06 K _s : 2.0E+00	0.907

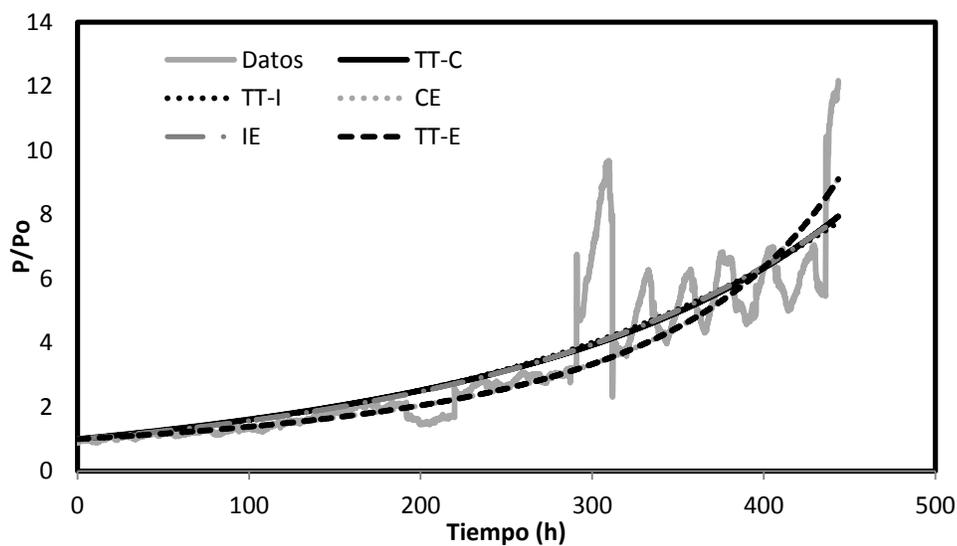


Figura VII. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en prueba FI4NP – P1

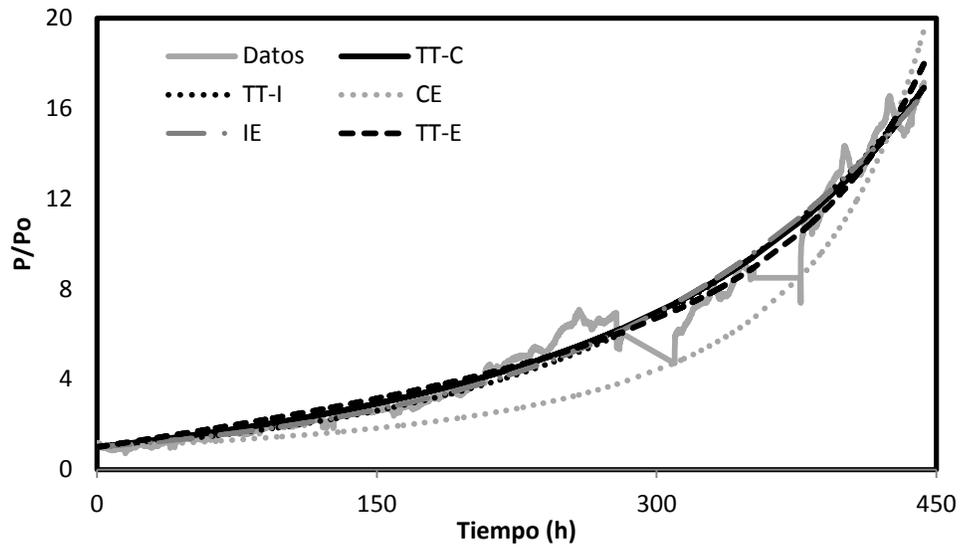


Figura VIII. Datos y curvas ajustadas con el modelo combinado en prueba FI4NP – P2

Tabla XV. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en el periodo experimental en pruebas con burbujeo de gas a escala piloto

Modelo	Prueba 1			Prueba 2		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	5.9E+03	K _c : 3.3E+10 K _b : 3.5E-07	0.885	1.3E+03	K _c : 6.7E+10 K _b : 3.9E-07	0.993
TT-I	5.9E+03	K _c : -1.0E+07 K _i : 2.3E+02	0.887	1.4E+03	K _c : 1.5E+06 K _i : 3.1E+02	0.992
CE	6.8E+03	K _b : -4.1E-08 K _s : 1.6E+02	0.869	1.2E+04	K _b : -1.1E-07 K _s : 1.9E+02	0.967
IE	5.9E+03	K _i : 2.2E+02 K _s : 3.5E+00	0.886	1.4E+03	K _i : 3.2E+02 K _s : -2.0E+00	0.992
TT-E	6.8E+03	K _c : 4.4E+06 K _s : 1.5E+02	0.869	1.6E+03	K _c : 8.0E+10 K _s : 1.6E+02	0.992

Tabla XVI. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en dos periodos de la prueba FI4NP – P1.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	1.5E+02	K_c : 1.4E+10 K_b : 4.6E-07	0.952	2.0E+02	K_c : 1.3E+09 K_b : 9.2E-08	0.297
TT-I	1.7E+02	K_c : 1.6E+09 K_i : 1.7E+02	0.949	2.0E+02	K_c : 1.6E+05 K_i : 2.6E+01	0.293
CE	1.5E+02	K_b : -4.1E-08 K_s : 1.6E+02	0.952	2.0E+02	K_b : 1.4E-09 K_s : 2.5E+01	0.296
IE	1.5E+02	K_i : 1.7E-01 K_s : 1.5E+02	0.952	2.0E+02	K_i : 4.9E-04 K_s : 2.5E+01	0.296
TT-E	1.5E+02	K_c : 6.7E+06 K_s : 1.5E+02	0.952	1.9E+02	K_c : 2.5E+10 K_s : -4.2E+02	0.298

Tabla XVII. Parámetros ajustados y error de ajuste para el modelo combinado en dos periodos de la prueba FI4NP – P2.

Modelo	Primer periodo			Segundo periodo		
	SCR	Parámetros ajustados	R ²	SCR	Parámetros ajustados	R ²
TT-C	8.3E+01	K_c : 2.8E+10 K_b : 7.0E-07	0.994	3.1E+02	K_c : 1.4E+10 K_b : 2.0E-11	0.953
TT-I	1.5E+02	K_c : 9.7E+09 K_i : 2.6E+02	0.991	2.7E+02	K_c : 2.4E+09 K_i : 5.1E+01	0.962
CE	1.2E+02	K_b : -3.5E-07 K_s : 2.9E+02	0.993	2.6E+02	K_b : -9.2E-08 K_s : 7.5E+01	0.966
IE	8.6E+01	K_i : 2.0E+02 K_s : 7.6E+01	0.994	2.6E+02	K_i : -2.1E-03 K_s : 5.9E+01	0.966
TT-E	8.1E+01	K_c : 1.3E+10 K_s : 2.3E+02	0.994	1.4E+01	K_c : -4.3E+10 K_s : 1.2E+02	0.984