



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA

**DETERMINACIÓN DEL NÚMERO
DE ETAPAS Y ARREGLO ÓPTIMO DE MÓDULOS
EN UN SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

Ingeniería Ambiental

P R E S E N T A :

Apartado Mancilla Luis Alberto

DIRECTOR DE TESIS:

Dr. PEDRO MARTÍNEZ PEREDA



2009

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dra. Orta Ledesma María Teresa

Secretario: Dr. Morgan Sagastume Juan Manuel

Vocal: Dr. Martínez Pereda Pedro

1er Suplente: M.I. Silva Martínez Ana Elisa

2do Suplente: Dr. Durán Moreno Alfonso

Lugar donde se realizó la tesis:

Edificio de Posgrado de Ingeniería. Ciudad Universitaria. UNAM.

TUTOR DE TESIS:

Dr. Pedro Martínez Pereda


FIRMA

A la memoria de mi padre.

AGRADECIMIENTOS

A mi mamá y hermanos Miriam, Arturo y Karla por su apoyo incondicional en todo momento.

Agradezco al Dr. Pedro Martínez Pereda, Director de la Tesis, por todo su apoyo, respaldo, paciencia y asesoría durante la elaboración de la tesis, con una gran calidad humana.

A la Universidad Nacional Autónoma de México y al Posgrado de la Facultad de Ingeniería de la UNAM, por abrirme sus puertas durante este tiempo.

Agradezco de manera muy especial a la M. I. Ana Elisa Silva Martínez y el M.I. Eduardo Vega González por su apoyo, gran interés, dedicación y tiempo en la realización de este trabajo.

A los integrantes del jurado del comité: Dr. Alfonso Durán Moreno, Dra María Teresa Orta Ledesma y el Dr. Juan Manuel Morgan Sagastume por sus comentarios y observaciones en el desarrollo de este trabajo.

A CONACYT por el apoyo económico brindado durante este tiempo.

Al personal del Laboratorio de Ingeniería Ambiental del Posgrado de Ingeniería por brindarme los medios para la realización de la experimentación de la tesis.

A mis compañeros y amigos del Posgrado de Ingeniería, Diego Maldonado, Selene Cruz y Jorge Colchero que me apoyaron y animaron a seguir adelante.

INDICE

CAPITULO I	1
1 INTRODUCCIÓN	1
1.1 OBJETIVO GENERAL:	3
1.2 OBJETIVOS PARTICULARES:	3
1.3 ALCANCES Y LIMITACIONES:	3
CAPITULO II	4
2 GENERALIDADES	4
2.1 REÚSO DEL AGUA	4
2.2 DESARROLLO E HISTORIA DE LA TÉCNICA DE FILTRACIÓN POR MEMBRANAS.	5
2.3 MEMBRANAS	6
2.3.1 TIPOS DE MEMBRANAS DE ACUERDO A SU MATERIAL.	6
2.3.2 MATERIALES DE LAS MEMBRANAS	7
2.3.2.1 MEMBRANAS ORGÁNICAS	7
2.3.3 FORMATOS Y MÓDULOS DE MEMBRANAS	8
2.3.4 ENSUCIAMIENTO DE MEMBRANAS	11
2.4 FILTRACIÓN A TRAVÉS DE MEMBRANAS	12
2.4.1 GRADOS DE FILTRACIÓN	12
2.4.2 PROCESOS DE MEMBRANAS IMPULSADOS POR PRESIÓN: MICROFILTRACIÓN HASTA ÓSMOSIS INVERSA	13
2.4.3 ULTRAFILTRACIÓN	14
2.4.4 PROCESO TÉCNICO DE FILTRACIÓN POR MEMBRANAS	15
2.4.5 ECUACIONES FUNDAMENTALES EN EL PROCESO DE ULTRAFILTRACIÓN.	16
2.4.5.1 FLUX DE PERMEADO	17
2.4.5.2 RECHAZO	17
2.4.5.3 RECUPERACIÓN	18
2.4.5.4 CONCENTRACIÓN DEL PRODUCTO O PERMEADO	18
2.4.5.5 CONCENTRACIÓN DEL RECHAZO	18
2.5 SISTEMAS DE ULTRAFILTRACIÓN	19
2.5.1 AGRUPACIÓN DE MÓDULOS	19
2.5.1.1 AGRUPACIÓN DE MÓDULOS EN PARALELO	19
2.5.1.2 AGRUPACIÓN DE MÓDULOS EN SERIE	20
2.5.2 AGRUPACIÓN DE MÓDULOS POR ETAPAS	21
2.5.2.1 AGRUPACIÓN DE ETAPAS CON RECHAZO EN SERIE	21
2.5.2.2 RECIRCULACIÓN DEL RECHAZO	22
2.5.3 AGRUPACIÓN DE SISTEMAS	24
2.5.3.1 AGRUPACIÓN DE SISTEMAS EN PARALELO	24
2.5.3.2 AGRUPACIÓN DE SISTEMAS EN SERIE	25
2.5.4 TÉCNICAS DE FUNCIONAMIENTO.	27
2.5.4.1 FUNCIONAMIENTO POR LOTES	27
2.5.4.2 FUNCIONAMIENTO EN CONTINUO	28
2.5.5 ETAPA SIMPLE	28
2.5.6 ETAPAS DE PRODUCTO	29

2.6	PRETRAMIENTO AL PROCESO DE MEMBRANAS	30
2.6.1	FILTRO DE ARENA	30
2.6.2	GRANULOMETRÍA	30
2.6.3	COEFICIENTE DE PERMEABILIDAD	31
 CAPÍTULO III		 33
3	METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	33
3.1	CARACTERIZACIÓN DE LA MEMBRANA	34
3.2	PRUEBAS PRELIMINARES CON LA MEMBRANA	34
3.3	SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN	36
3.3.1	COMPONENTES DEL SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN	37
3.3.2	FUNCIONAMIENTO DEL SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN	38
3.3.3	DIAGRAMA DEL SISTEMA	38
3.3.3.1	ELEMENTOS ESTRUCTURALES	39
3.3.3.2	MÚLTIPLE DE CONEXIÓN	40
3.3.3.3	ELEMENTOS DE POTENCIA	40
3.3.3.4	SISTEMA DE CONTROL	42
3.3.3.5	MÓDULO DE MEMBRANA	42
3.3.3.6	CARTUCHO DE MEMBRANA	43
3.3.3.7	CARACTERÍSTICAS DE LA MEMBRANA	46
3.4	PRETRATAMIENTO	47
3.4.1	DISEÑO DEL FILTRO DE ARENA	49
3.4.2	TASA DE FILTRACIÓN.	50
3.4.3	ARMADO DEL FILTRO	50
3.4.4	LAVADO DE LA ARENA Y LA GRAVA	53
3.4.5	CARACTERÍSTICAS DEL FILTRO	53
3.4.5.1	GRANULOMETRÍA	53
3.4.5.2	COEFICIENTE DE PERMEABILIDAD	55
3.4.6	RETROLAVADO DEL FILTRO.	57
3.4.7	PRUEBAS DE HERMETICIDAD DEL FILTRO DE ARENA.	59
3.4.8	PRUEBAS DE REMOCIÓN DE CONTAMINANTES DEL FILTRO DE ARENA.	60
3.5	CARACTERIZACIÓN DEL AGUA DE LA PTAR DE CIUDAD UNIVERSITARIA.	60
3.6	ARRANQUE DEL SISTEMA	60
3.6.1	PRUEBAS HIDRÁULICAS EN EL SISTEMA	61
3.6.2	FLUX DE PERMEADO DEL SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN.	61
3.6.3	ENSAYOS DEL RECORRIDO DEL AGUA A TRAVÉS DE LOS CARTUCHOS.	62
3.6.4	ARMADO DE LOS CARTUCHOS CON EMPLEANDO DIFERENTES MATERIALES.	63
3.6.5	ARMADO FINAL DE LOS CARTUCHOS	63
3.6.6	DETERMINACIÓN TEÓRICA DE PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN EL SISTEMA.	63
3.7	PRUEBAS DE EFICIENCIA DE REMOCIÓN UTILIZANDO DIFERENTES ARREGLOS EN LOS CARTUCHOS.	64
3.7.1	PARÁMETROS MEDIDOS Y TÉCNICAS	64
3.7.1.1	DETERMINACIÓN DE DQO.	64
3.7.2	PRUEBAS REALIZADAS CON LOS MÓDULOS EN PARALELO.	66
3.7.3	PRUEBAS REALIZADAS CON LOS MÓDULOS EN SERIE.	66
3.7.4	PRUEBAS REALIZADAS CON LOS MÓDULOS EN SERIE Y PARALELO.	67
3.7.5	COSTOS DE CONSUMO DE ENERGÍA	68

CAPÍTULO IV	70
4 RESULTADOS	70
4.1 PRUEBAS PRELIMINARES CON LA MEMBRANA	70
4.2 SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN	74
4.2.1 FUNCIONAMIENTO DEL SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN.	74
4.2.2 ELEMENTOS DE POTENCIA	74
4.2.3 MÓDULO DE MEMBRANA	75
4.3 CARACTERÍSTICAS DEL FILTRO DE ARENA	75
4.3.1 GRANULOMETRÍA	76
4.3.2 COEFICIENTE DE PERMEABILIDAD	78
4.3.3 REMOCIÓN DE CONTAMINANTES DEL FILTRO DE ARENA.	81
4.4 CARACTERIZACIÓN DEL AGUA.	82
4.5 ARRANQUE DEL SISTEMA	83
4.5.1 FLUX DE PERMEADO DEL SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN.	83
4.5.2 ENSAYOS PARA DETERMINAR EL RECORRIDO DEL AGUA A TRAVÉS DE LA MEMBRANA.	86
4.5.3 ARMADO DE LOS CARTUCHOS EMPLEANDO DIFERENTES MATERIALES.	87
4.5.4 ARMADO FINAL DE LOS CARTUCHOS	87
4.5.5 DETERMINACIÓN TEÓRICA DE LAS PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN EL SISTEMA.	88
4.5.6 DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DE LAS PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN EL SISTEMA.	90
4.6 PRUEBAS DE RENDIMIENTO UTILIZANDO DIFERENTES ARREGLOS DE LOS CARTUCHOS.	93
4.6.1 PRUEBAS REALIZADAS CON EL MÓDULO SIMPLE	93
4.6.2 PRUEBAS REALIZADAS CON LOS MÓDULOS EN PARALELO.	95
4.6.3 PRUEBAS REALIZADAS CON LOS MÓDULOS EN SERIE.	97
4.6.4 PRUEBAS REALIZADAS CON LOS MÓDULOS EN SERIE Y PARALELO.	99
4.7 BALANCE DE MASA	102
4.8 COSTOS DE CONSUMO DE ENERGÍA	103
CAPÍTULO V	104
5 ANÁLISIS DE RESULTADOS	104
5.1 PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN EL SISTEMA.	105
5.2 PRUEBAS DE RENDIMIENTO UTILIZANDO DIFERENTES ARREGLOS DE LOS CARTUCHOS.	106
5.2.1 CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA.	107
5.2.2 COLOR	108
5.2.3 COLIFORMES FECALES	108
5.2.4 DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO	109
5.2.5 SÓLIDOS DISUELTOS TOTALES	110
5.2.6 SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES	110
5.2.7 PH	111
5.2.8 BALANCE DE MASA	112
5.3 COSTOS DE CONSUMO DE ENERGÍA	112

CAPITULO VI	113
6 CONCLUSIONES	113
RECOMENDACIONES	114
BIBLIOGRAFÍA	115
PÁGINAS DE INTERNET CONSULTADAS	120
ANEXO 1. CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA	121
ANEXO 2. PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN EL SISTEMA	126
ANEXO 3. ENSAYOS REALIZADOS CON LOS DIFERENTES ARREGLOS DEL SISTEMA	136

INDICE FIGURAS

Figura 2.1. Representación esquemática de un proceso de separación por membrana (Mercé, 2007)	6
Figura 2.2. Módulo de Placas (García, 2002)	9
Figura 2.3. Módulo Tubular. (García, 2002)	9
Figura 2.4. Módulo espiral de una hoja (Fariñas, 1999)	10
Figura 2.5. Disposición transversal de un módulo espiral.....	11
Figura 2.6. Comparación entre (a) Filtración perpendicular y (b) Filtración tangencial (Saavedra, 2007).....	15
Figura 2.7. Flujos en el proceso de ultrafiltración (Adaptado de Medina, 2000).....	16
Figura 2.8. Agrupación de módulos en paralelo	20
Figura 2.9. Agrupación de módulos en serie	21
Figura 2.10. Agrupación de etapas con rechazo en serie. (Fariñas, 1999)	22
Figura 2.11. Esquema de un montaje con recirculación del rechazo	23
Figura 2.12. Esquema de dos sistemas trabajando en paralelo. (Fariñas, 1999).....	24
Figura 2.13. Esquema de una unidad de producción con dos pasos, permeado en serie. (Fariñas, 1999).....	25
Figura 2.14. Unidad de producción con dos pasos y rechazo en serie. (Fariñas, 1999).....	26
Figura 2.15. Esquema de funcionamiento por lotes.....	27
Figura 2.16. Esquema del funcionamiento en continuo	28
Figura 2.17. Instalación de etapa simple	29
Figura 2.18. Instalación de etapas de producto	29
Figura 3.1. Metodología del trabajo experimental.....	33
Figura 3.2. Diagrama de flujo del sistema experimental. (Vega, 2006)	35
Figura 3.3. Equipo empleado para la determinación del flux de permeado de la membrana	35
Figura 3.4. Sistema de ultrafiltración y filtro de arena	36
Figura 3.5. Diagrama general del sistema de ultrafiltración conectado en paralelo.	39
Figura 3.6. Armado de la estructura del sistema	39
Figura 3.7. Múltiple de conexión.	40
Figura 3.8. Bombas empleadas en el sistema de ultrafiltración.....	41
Figura 3.9. Componentes del equipo hidroneumático	41
Figura 3.10. Manómetro tipo Bourdon	42
Figura 3.11. Filtración clásica y filtración tangencial	43
Figura 3.12. Enrollamiento de membrana en espiral en un cartucho de ultrafiltración	43
Figura 3.13. Embobinado de membrana en espiral de los cartuchos de ultrafiltración	44
Figura 3.14. Sellado lateral de la membrana	45
Figura 3.15. Formación del paquete de membrana superior e inferior, con una sola salida del permeado.	45
Figura 3.16. Colocación de envoltente y difusores del influente.	46
Figura 3.17. Enrollado de la membrana.	46
Figura 3.18. Sellado de la membrana enrollada y colocación en el cartucho.....	46
Figura 3.19. Esquema completo del equipo experimental.	48
Figura 3.20. Filtro de arena.....	50
Figura 3.21. Diagrama del filtro de arena.....	51
Figura 3.22. Capa de grava y arena del filtro	52
Figura 3.23. Expulsión de aire en la cama de arena.....	53
Figura 3.24. Realización del tamizado con diferentes mallas.....	54
Figura 3.25. Representación de las cargas hidráulicas del filtro.....	57
Figura 3.26. Retrolavado del filtro	58
Figura 3.27. Costra formada en la parte superior del filtro.....	59
Figura 3.28. Resquebrajamiento de la costra formada en la parte superior del filtro.	59
Figura 3.29. Sellado de los cartuchos.....	60
Figura 3.30. Localización de fugas en los cartuchos.	61
Figura 3.31. Medición de tiempo de llenado.	62
Figura 3.32. Toma de lecturas.	62
Figura 3.33. Aparato de termofusión.....	63

Figura 3.34. Curva de calibración	65
Figura 3.35. Armado del equipo en paralelo	66
Figura 3.36. Armado del equipo en serie	67
Figura 3.37. Armado del equipo en serie y paralelo	68
Figura 4.1. Variación de la densidad del agua a diferentes temperaturas	71
Figura 4.2. Curva de operación de la bomba	74
Figura 4.3. Armado de los cartuchos de ultrafiltración	75
Figura 4.4. Resultados de la prueba de granulometría	77
Figura 4.5. Determinación del coeficiente de permeabilidad	80
Figura 4.6. Ruptura de la membrana de los cartuchos	83
Figura 4.7. Pruebas desechadas por rompimiento de la membrana reflejada en el incremento de flux	83
Figura 4.8. Fugas en el armado de los cartuchos	84
Figura 4.9. Pruebas de bajo permeado	85
Figura 4.10. Pruebas con permeado medio	85
Figura 4.11. Pruebas con permeado alto	86
Figura 4.12. Recorrido del agua a través de la membrana	87
Figura 4.13. Resina epóxica empleada en el armado final de los cartuchos	88
Figura 4.14. Pérdidas de presión determinadas teóricamente para el arreglo simple	88
Figura 4.15. Pérdidas de presión determinadas teóricamente para el arreglo en paralelo	89
Figura 4.16. Pérdidas de presión determinadas teóricamente para el arreglo en serie	89
Figura 4.17. Pérdidas de presión determinadas teóricamente para el arreglo en serie y paralelo	90
Figura 4.18. Pérdidas de presión determinadas experimentalmente para el arreglo simple	90
Figura 4.19. Pérdidas de presión determinadas experimentalmente para el arreglo en paralelo	91
Figura 4.20. Pérdidas de presión determinadas experimentalmente para el arreglo en serie	92
Figura 4.21. Pérdidas de presión determinadas experimentalmente para el arreglo en serie y paralelo	92
Figura 4.22. Flux de permeado del arreglo simple	94
Figura 4.23. Porcentaje de remoción de contaminantes para el arreglo simple	95
Figura 4.24. Flux de permeado del arreglo en paralelo	96
Figura 4.25. Porcentaje de remoción de contaminantes para el armado en paralelo	97
Figura 4.26. Flux de permeado de las pruebas de los arreglos en serie	98
Figura 4.27. Porcentaje de remoción de contaminantes para el armado en serie	99
Figura 4.28. Flux de permeado del arreglo en serie y paralelo	100
Figura 4.29. Porcentaje de remoción de contaminantes en armado en serie y paralelo	101
Figura 4.30. Balance de masa para el arreglo simple	102
Figura 4.31. Balance de masa para el arreglo en paralelo	102
Figura 4.32. Balance de masa para el arreglo en serie	102
Figura 4.33. Balance de masa para el arreglo en serie y paralelo	103

INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Resistencia química de distintos materiales de membrana (Wagner, 2001).....	7
Tabla 2.2. Comparativo de los 4 procesos de filtración. (Wagner, 2001).....	14
Tabla 2.3. Clasificación de los medios porosos según su coeficiente de permeabilidad. (Wales y Sanger, 2007)	32
Tabla 3.2. Características del agua de la PTAR de Ciudad Universitaria.	60
Tabla 3.3. Parámetros medidos y técnicas	64
Tabla 3.4. Datos para la determinación de la curva de calibración de DQO	65
Tabla 4.1. Densidad del agua a diferentes temperaturas	71
Tabla 4.2. Características del filtro de arena.....	76
Tabla 4.3. Datos obtenidos del tamizado	76
Tabla 4.4. Ensayos del filtro de arena a diferentes cargas hidráulicas	78
Tabla 4.5. Gastos y flux de permeado del filtro de arena a diferentes cargas hidráulicas.	79
Tabla 4.6. Datos para obtener la constante de permeabilidad	80
Tabla 4.7. Tabla de valores relativos de permeabilidad	81
Tabla 4.8. Clases de permeabilidad para suelos saturados.....	81
Tabla 4.9. Remoción de contaminantes del filtro de arena.	82
Tabla 4.10. Calidad del agua de alimentación al sistema de ultrafiltración.	82
Tabla 4.11. Valores obtenidos en la determinación de la calidad del agua del arreglo simple.	94
Tabla 4.12. Valores obtenidos en la determinación de la calidad del agua del arreglo en paralelo. ..	96
Tabla 4.13. Valores obtenidos en la determinación de la calidad del agua del arreglo en serie.	98
Tabla 4.14. Valores obtenidos en la determinación de la calidad del agua del arreglo en serie y paralelo.	101
Tabla 4.15. Costos de consumo de energía para los diferentes arreglos empleados.....	103
Tabla 5.1. Comparación resultados del sistema de ultrafiltración con equipos comerciales.	104
Tabla 5.2. Comparación de resultados del módulo de ultrafiltración con módulos comerciales	104
Tabla 5.3. Pérdidas de presión en el arreglo simple.	105
Tabla 5.4. Pérdidas de presión en el arreglo paralelo.....	105
Tabla 5.5. Pérdidas de presión en el arreglo en serie.....	106
Tabla 5.6. Pérdidas de presión en el arreglo en serie y paralelo.	106
Tabla 5.7. Resultados de flux de permeado para los diferentes arreglos.	106
Tabla 5.8. Análisis comparativo de los resultados de conductividad eléctrica para los diferentes arreglos.	107
Tabla 5.9. Análisis comparativo de los resultados de color para los diferentes arreglos.	108
Tabla 5.10. Análisis comparativo de los resultados de coliformes para los diferentes arreglos.	109
Tabla 5.11. Análisis comparativo de los resultados de DQO para los diferentes arreglos.	109
Tabla 5.12. Análisis comparativo de los resultados de sólidos disueltos para los diferentes arreglos.	110
Tabla 5.13. Análisis comparativo de los resultados de sólidos suspendidos para los diferentes arreglos.	111
Tabla 5.14. Análisis comparativo de los resultados de pH para los diferentes arreglos.....	111

CAPITULO I

1 INTRODUCCIÓN

El crecimiento de la población y la creciente escasez de fuentes de agua susceptibles de ser potabilizadas con procesos convencionales han acelerado el reúso de agua en el mundo. La Organización Mundial de la Salud (OMS, 2003) estima que para 2008 el 40% de la población mundial vivirá en países con escasez de agua. En las últimas décadas, Estados Unidos ha adoptado un gran número de medidas respecto del manejo del agua que incluyen el uso de agua residual altamente tratada para aumentar la disponibilidad de agua en sus fuentes de abastecimiento (EPA, 2004). A su vez, en Europa el reúso de agua está creciendo constantemente en los países densamente poblados del norte como Bélgica, Inglaterra y Alemania, y más rápidamente en las áreas costeras turísticas e islas del oeste y sur de Europa. (Lazarova et al. 2001).

El uso de los procesos de separación por membranas supone que esta será una de las alternativas tecnológicas con base en la cual se habrá de abatir la escasez de agua en el mundo, ya que la tendencia de sus consumos de energía han venido disminuyendo conforme el desarrollo tecnológico aumenta, a requerimientos de energía menores que los necesarios por otras tecnologías de purificación de agua como la destilación o la congelación. (Martínez, Vega, Apartado, y Maldonado, 2008)

Esta tecnología de membranas dedica el 80% de su consumo energético a procesos de separación y concentración de sustancias, lo cual ocasiona una gran demanda de técnicas avanzadas en separación, que sean limpias, respeten el medio ambiente y tengan gran ahorro energético. (Mercé, 2007)

La aplicación de las membranas en la industria es muy amplia, sin embargo, los sistemas de ultrafiltración presentan todavía una serie de problemas técnicos y económicos, que son motivo de estudio y de investigación con la intención de aumentar la efectividad de esta tecnología. (Mercé, 2007)

La innovación y la adecuación de las tecnologías de separación por membranas logra simplificar la operación y reducir los costos y consumos de energía de los equipos de ultrafiltración.

En la ultrafiltración puede conseguirse una considerable purificación del agua a tratar, o se alcancen valores de separación elevados; esto en muchos casos ellos supondría que el flujo decayera a valores antieconómicos, y que la potencia requerida de los equipos de bombeo ascendiera a niveles inaceptables; y por tanto hay que recurrir a procedimientos que permitan salvar estos inconvenientes y conseguir los niveles de purificación deseados.

No obstante que dada una configuración de membranas (espiral, fibra hueca etc.) existen módulos con tamaños diferentes y, por tanto, con distintas

producciones. El caudal de permeado necesario raramente coincide con lo que puede suministrar un módulo, sino que suele ser bastante inferior. Quiere decir que para alcanzar el caudal deseado es necesario agrupar varios módulos.

Además, para asegurar una cierta velocidad de flujo a través de la superficie de la membrana, reduciendo así el fenómeno de polarización y los riesgos de precipitación y atascamiento, es absolutamente imprescindible mantener un caudal mínimo de rechazo en cada módulo. Asimismo, para no aumentar excesivamente su pérdida de carga, lo cual produciría deformaciones en su interior, es también necesario limitar el caudal máximo de rechazo (Fariñas, 1999).

Si la conversión global con que se desea que trabaje el sistema supera la máxima admisible por cada módulo, es necesario agruparlos de manera que se respeten sus condiciones límites de caudal de rechazo. Así pues, las características de cada módulo obligan a agruparlos de una determinada forma para obtener la calidad y cantidad de permeado deseado.

Dependiendo del objetivo los módulos se pueden agrupar de dos formas: en paralelo y en serie. En la mayoría de las instalaciones se utiliza una o más combinaciones de este tipo de agrupamientos para obtener la calidad y cantidad del agua deseada.

Existen diferentes factores que determinan la efectividad de un proceso de filtración de membrana. Entre ellos se encuentra el número de etapas y arreglo óptimo de los cartuchos en un sistema de ultrafiltración.

En el presente trabajo se propone realizar una revisión del número de etapas y arreglo óptimo de módulos en un sistema de ultrafiltración.

Además se describen las pruebas realizadas con un sistema de ultrafiltración y se evalúan los datos obtenidos con parámetros convencionales que permiten predecir la eficiencia de remoción del equipo.

La finalidad de esta investigación es evaluar el arreglo y número de etapas óptimo de módulos en un sistema de ultrafiltración, con la menor presión de operación que permita la mayor remoción de materia orgánica y microorganismos patógenos usando un arreglo de módulos o cartuchos en espiral con membranas de acetato de celulosa.

Los resultados contribuirán a la definición de criterios que norman los arreglos de los módulos de ultrafiltración para garantizar el mayor rendimiento de estos sistemas.

1.1 **OBJETIVO GENERAL:**

Determinar el número de etapas óptimo de módulos en un sistema de ultrafiltración que represente la mayor eficiencia en uso de la presión de operación medido en cantidad y calidad en el flujo de permeado.

1.2 **OBJETIVOS PARTICULARES:**

1. Poner en marcha un sistema de ultrafiltración proponiendo un arreglo que permita la determinación del número de etapas que represente la mayor eficiencia de remoción de contaminantes.
2. Realizar las pruebas de rendimiento del sistema de ultrafiltración, empleando un efluente de un sistema de tratamiento secundario de aguas residuales (Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria de la UNAM).
3. Evaluar los resultados de rendimiento de las pruebas realizadas analizando la calidad del permeado de cada arreglo del sistema, en términos de conductividad eléctrica, color, coliformes fecales, sólidos suspendidos y sólidos disueltos, pH y DQO manteniendo una presión constante en el sistema.

1.3 **ALCANCES y LIMITACIONES:**

- Se realizaron pruebas con agua potable y agua proveniente de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria de la UNAM.
- No se emplearon coagulantes o floculantes.
- No se hizo comparación con sistemas comerciales.
- Se determinaron los costos de tratamiento del sistema únicamente en términos de consumo de energía.
- Se trabajó con el prototipo de ultrafiltración construido en la Facultad de Ingeniería y con la membrana de acetato de celulosa enrollada en espiral donada por UCB.

CAPITULO II

1 GENERALIDADES

1.1 *Reúso del agua*

El tratamiento del agua es una necesidad que se debe garantizar a los diferentes usuarios, ya que, existen zonas en la República Mexicana donde esta no es apta para su consumo, por eso, se ve la necesidad de desarrollar prototipos especializados que suministren información de carácter operativo, constructivo y funcional.

La mayoría de la investigación en el pasado sobre el reciclaje del efluente secundario ha estado implicada con la adsorción en carbón solamente o en combinación con la ozonización o filtración de arena. Sin embargo, en décadas recientes, la filtración mediante membranas ha emergido como una tecnología de aplicación creciente en la recuperación de las aguas residuales. (Lee, Bae, Han y Kang, 2006)

La filtración se define como la separación de dos o más componentes dentro de una corriente fluida. Este proceso de separación involucra una corriente líquida o gaseosa de la que se extraen partículas de material sólido inmisible o bien, en el caso de la separación por membranas, solutos disueltos en líquidos o sustancias suspendidas. (Cheryan en Flores, 1986).

El papel de la membrana es actuar como barrera selectiva o medio filtrante. Esta deberá permitir que determinadas sustancias pasen a través de ella y retener a los restantes. Como resultado, alguna de las dos partes, la filtrada o la retenida, deberá enriquecerse en uno o más componentes. Se puede definir una membrana como la fase que controla el movimiento másico, permitiendo el paso restringido o regulado de una o más especies a través de ella. (Cheryan en Flores, 1986).

La ultrafiltración se emplea en una variedad de tratamientos de agua y aguas residuales, tanto en sistemas municipales como industriales. Principalmente es útil para separar macromoléculas, que incluyen virus, bacterias, almidones, proteínas, arcillas y pigmentos. (Schafer, et al, 2001).

Esta técnica permite la remoción microorganismos patógenos que pueden estar presentes en agua de reuso doméstico, fabricación de alimentos e incluso agua potable, que al entrar en contacto con la población son generadores de enfermedades.

La filtración por membrana es una de las tecnologías más modernas utilizadas para la clarificación, concentración, separación de componentes, desalación y purificación de agua. (Rodríguez, 2006)

Las membranas se utilizan para la obtención y creación de agua tratada procedente de fuentes subterráneas, superficiales o residuales. Actualmente las membranas son competitivas para las técnicas convencionales. El proceso de la separación por membrana se basa en la utilización de membranas semi-permeables.

1.2 Desarrollo e historia de la técnica de filtración por membranas.

En 1803, Reuss llevó a cabo experimentos de electro-ósmosis. En 1854, Graham logró separar diversos componentes químicos con ayuda de membranas en un dializador. Él reconoció, que la materia con una masa molecular más elevada permeaba más lentamente que la materia con una masa molecular más baja, de manera que, con ayuda de la diálisis, era posible una separación de los componentes según su masa molecular. Al mismo tiempo, Fick llevó a cabo sus experimentos clásicos de difusión en membranas ("Leyes de Fick"). Veinte años más tarde, Pfeffer definió la presión osmótica de una solución azucarada con ayuda de una membrana de ferricianuro de cobre. Los resultados le sirvieron a Van't Hoff en 1885 para plantear la ley límite que calcula la presión osmótica en soluciones diluidas. Nernst y Planck plantearon más teorías que aún hoy son fundamentales. En 1903 aparecieron las primeras publicaciones sobre electro-diálisis. En la primera fase de la técnica de membranas generalmente se usaban vejigas de cerdo; a partir de finales de siglo XX aparecieron las membranas de nitro celulosa. Después de la primera guerra mundial aumentaron las publicaciones sobre la investigación y elaboración de membranas. En el período de 1950 – 1960 se describieron y desarrollaron sobre todo membranas de intercambio de iones para la electrodiálisis. La elaboración por parte de Loeb y Sourirajan de membranas asimétricas de celulosa – acetato en 1962 fue un periodo en donde se marcaron las pautas para la elaboración de las primeras membranas que ofrecían un flujo de permeado lo suficientemente alto para desalinizar agua de mar por medio de un proceso técnico de Ósmosis Inversa. El siguiente logro fueron las membranas compuestas (TFC entre otras filmtec) de mejor rendimiento y consistencia. (Schirg, 2001).

1.3 Membranas

Una membrana se puede considerar que es una barrera o película permeoselectiva entre dos medios fluidos, que permite la transferencia de determinados componentes de un medio al otro a través de ella y evita o restringe el paso de otros componentes. (Figura 2.1) (Mercé, 2007)

En la figura 2.1, se ilustra un esquema de un sistema de separación por membranas. El alimento se introduce en un módulo donde existe una membrana. De este módulo emergen dos corrientes: el rechazado, que contendrá las sustancias que no han logrado pasar a través de la membrana y el permeado que contendrá las sustancias que sí pueden pasar a través de la membrana.

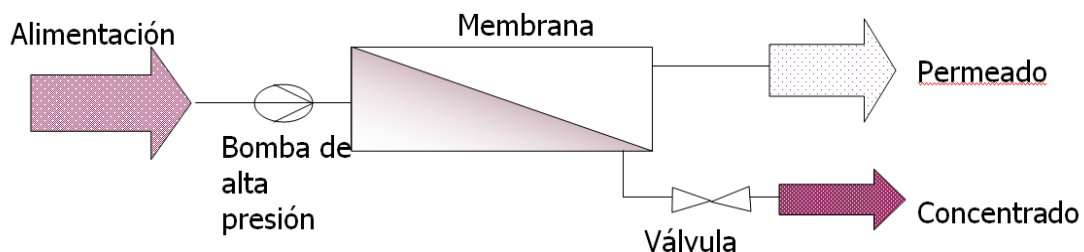


Figura 2.1. Representación esquemática de un proceso de separación por membrana (Mercé, 2007)

1.3.1 Tipos de membranas de acuerdo a su material.

Las membranas utilizadas para asegurar un adecuado rendimiento son de una gran diversidad tanto en formas como en materiales. En términos del material de fabricación, las membranas pueden estar hechas de acetato de celulosa (celulósicas), de polímeros orgánicos (polisulfonas, teflón, propilenos, poliamidas, polisulfuros, polipropilenos), o compuestas de sales inorgánicas (ZrO_2 , Al_2O_3 , TiO_2). (Vaillant et al. 2004 y Mahaut 1992).

Las membranas celulósicas tienden a ser más sensibles a la temperatura (50 °C máximo), al deterioro químico (pH entre 3 y 8), y biológico; por otro lado las poliméricas si bien es cierto resisten mejor los factores anteriores (pH 2-12, temperaturas < 80 °C), no soportan muy bien la compactación y los agentes clorados. Las inorgánicas por otra parte muestran como las más resistentes a todos los factores anteriores (pH 0-14, temperaturas > 300 °C, presiones > 1MPa) (Mahaut, 1992).

En este estudio se trabajó con membranas hechas a base de acetato de celulosa.

1.3.2 Materiales de las membranas

En la tabla 2.1 se presentan algunas características de diferentes tipos de membranas comerciales.

Tabla 2.1. Resistencia química de distintos materiales de membrana (Wagner, 2001).

Resistencia química de distintos materiales de membrana							
	Compuesto	Acetato de celulosa (CA)	PSO	Polivinildieno fluorado (PVDF)	Poliacronitrilo (PAN)	Polisulfona SiO ₂	Celulosa
3<pH<8	√	√	√	√	√	√	√
pH<3 or pH>8	√	x	√	√	√	√	√
Temperatura >35 °C	√	x	√	√	√	√	√
Proteínas	√	(√)	√	(√)	(√)	√	√
Residuos textiles	√	x	√	(√)	√	x	x
Hidrocarbano	X	x	x	(√)	√	√	√
Óxidantes	X	(√)	√	√	(√)	√	(√)
Alcohol	√	x	√	√	√	√	√

Simbología: √ Alta resistencia, (√) Teórico/inconcluso, x Baja resistencia.

Con base en la composición química de la capa activa, las membranas pueden clasificarse en dos grandes grupos: orgánicas e inorgánicas.

1.3.2.1 Membranas orgánicas

Reciben este nombre todas aquellas membranas cuya capa activa está fabricada a partir de un polímero o copolímero orgánicos. Aunque existe un sin número de polímeros y copolímeros y mezclas, tanto naturales como sintéticos con los que se pueden fabricar membranas, muy pocas de éstas son aptas para fabricar membranas.

La mayoría de las membranas están hechas de polímeros a excepción de aquellas de derivados de celulosa. Las propiedades químicas y físicas de estas materias primas son de un significado decisivo para las propiedades de las membranas ya elaboradas (consistencia química y térmica, flujo permeado y respaldo, interacción con la alimentación). (Fariñas, 1999).

1.3.2.1.1 Acetato de celulosa (CA)

Acetilando celulosa procedente de la madera o del algodón se obtiene un producto llamado acetato de celulosa. Tratándolo con agentes saponificantes se hidroliza una pequeña parte de los grupos acetato, mejorando así su solubilidad y dando lugar al acetato de celulosa modificado (Fariñas, 1999).

Las primeras membranas utilizadas para desalación de agua por ósmosis inversa, estaban hechas de acetato de celulosa. Este tipo de membranas presenta un alto rechazo a las sales así como una alta permeabilidad e incluso son resistentes al cloro. Sin embargo, requiere de elevadas presiones de trabajo, y un estricto control en las condiciones de operación (temperatura y pH) para evitar la hidrólisis y con ello el riesgo de disolución de la membrana de acetato de celulosa.

El acetato de celulosa fue el primer tipo de material usado en la Osmosis Inversa (OI), Nanofiltración (NF) y Ultrafiltración (UF). Este material es hidrofílico de bajo costo pero susceptible a la temperatura, el pH y a la acción de los microorganismos.

1.3.3 Formatos y módulos de membranas

Para utilizar industrialmente las membranas con el fin de que se puedan soportar las diferentes presiones de trabajo, deben colocarse de una determinada manera adoptando distintas formas o configuraciones (Fariñas, 1999).

El módulo es la pieza central de la instalación de membrana. La palabra módulo, en esta tecnología, deriva de modular, ya que la capacidad de producción de una planta de estas características se consigue instalando en paralelo y/o en serie varias unidades elementales de producción o módulos. Por lo tanto, "módulo" es la agrupación de membranas, con una configuración determinada, que forma una unidad elemental de producción.

A nivel comercial, se encuentran disponibles membranas configuradas con diversas geometrías, a saber: (Saavedra, 2007)

- Membranas planas
- Membranas tubulares
- Membranas en forma de espiral.
- Membranas de fibra hueca o capilares.

Los módulos de placas fueron los primeros, y están constituidos por un grupo de membranas planas, de forma rectangular o circular y se apoyan en mallas

de drenaje o placas porosas (Figura 2.2). Las membranas se separan con espaciadores con espesor del orden de 2 mm (García, 2002)

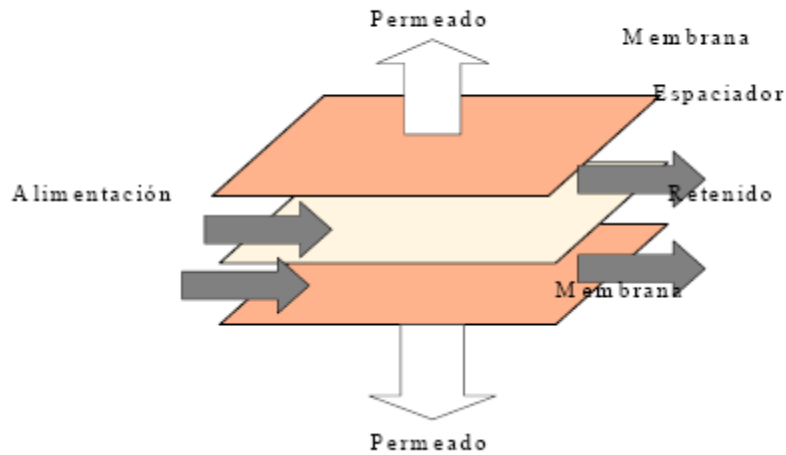


Figura 2.2. Módulo de Placas (García, 2002)

Los módulos tubulares se fabrican utilizando como soporte un tubo perforado o poroso, dentro del cual van las membranas tubulares. (Figura 2.3).

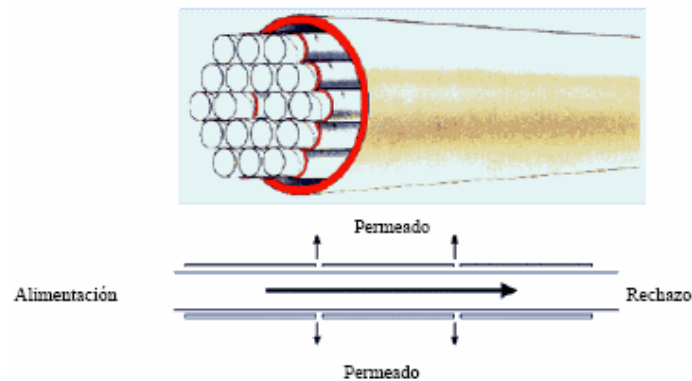


Figura 2.3. Módulo Tubular. (García, 2002).

Los módulos espirales están constituidos por membranas planas que se enrollan en espiral en torno a un tubo central, de plástico con orificios. En la figura 2.4 se ilustra en forma esquemática el funcionamiento de un módulo en espiral (García, 2002)

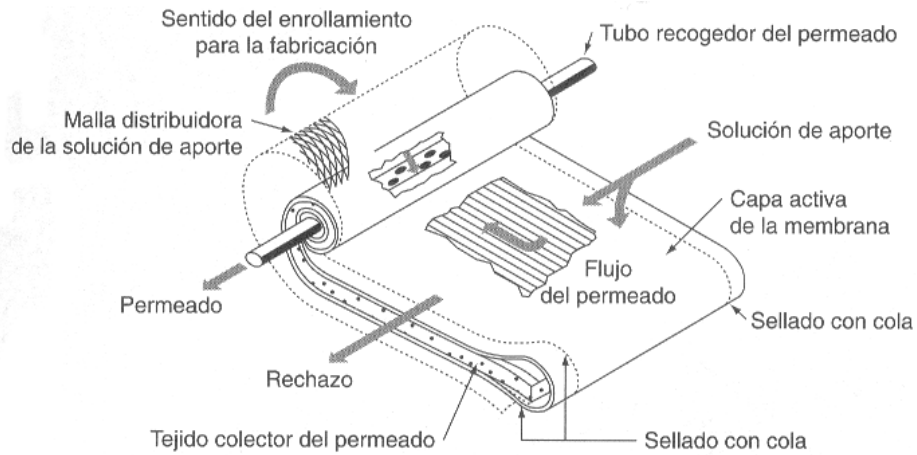


Figura 2.4. Módulo espiral de una hoja (Fariñas, 1999).

Por el tubo central fluye el permeado. El módulo se forma a partir una lámina rectangular de membrana semipermeable que se dobla por la mitad, de tal forma que la capa activa quede en su exterior. En el interior de las dos mitades se coloca un espaciador que permite que el permeado de la membrana circule y se colecte en el tubo central. Sobre la capa activa de la membrana sigue una malla que tiene canales de distribución, con el fin de repartir uniformemente sobre la membrana el flujo de alimentación a tratar.

El sellado entre el flujo de alimentación y el permeado se mantiene uniendo con adhesivo en los laterales, al tejido colector de permeado y la membrana, de tal manera que el adhesivo penetre perfectamente en los tejidos. Estos laterales del tejido colector de permeado también se pegan al tubo central, como se puede apreciar en la Figura 2.4 y 2.5. Todo el paquete va envuelto alrededor del tubo central formando un cilindro, que finalmente va recubierto con una capa de resina epoxi reforzada con fibra de vidrio. (García, 2002)

Este tipo de módulos en espiral son los que se utilizarán en este trabajo.

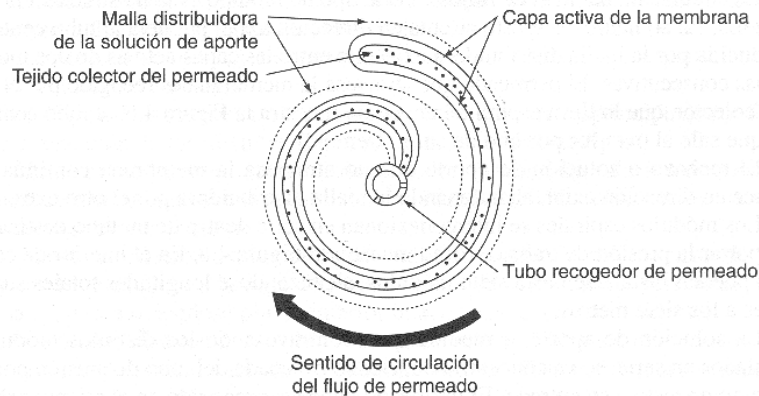


Figura 2.5. Disposición transversal de un módulo espiral (Fariñas, 1999).

1.3.4 Ensuciamiento de membranas

El ensuciamiento (fouling) de la membrana es un ensuciamiento provocado por el crecimiento de células en la superficie o por las precipitaciones del producto cuando este está sobresaturado.

El ensuciamiento de la membrana es causado por la deposición y acumulación del material retenido en la superficie, o dentro de los poros de la membrana. (Bourgeois, Darby y Tchobanoglous, 2001).

Se presenta tanto como resultado de la polarización por concentración, como también por la afinidad entre compuestos de la alimentación y la membrana, tales como aceites, grasas, proteínas, compuestos orgánicos, iones metálicos, etc.

El ensuciamiento es el mayor problema de los procesos de filtración por membranas. Reduce el flujo y la capacidad de rechazo de sales y aumenta el consumo energético y la presión de alimentación. El ensuciamiento se puede controlar con un adecuado pretratamiento, la adición de productos químicos y un manejo adecuado de la operación del sistema (Pilutti, 2002).

En los procesos de membranas se presentan casi inevitablemente los fenómenos de incrustación y ensuciamiento. Conforme avanza el tiempo de operación, la producción disminuye, la rapidez de esta reducción varía de acuerdo con el grado de ensuciamiento en cada caso particular.

Al avanzar en el proceso de filtración, se va formando sobre la membrana una capa de materiales acumulados, que dificultan la eficiencia del proceso (Akoum et al. 2003). Los materiales acumulados en la membrana pueden experimentar

cuatro fenómenos que no necesariamente ocurren de manera independiente (Brans et al. 2004):

- Adsorción en la membrana de los materiales acumulados.
- Bloqueo de los poros sobre la superficie de la membrana.
- Formación de una capa superficial (gel o costra) a lo largo de toda la membrana.
- Penetración profunda de los poros provocando bloqueos internos no reversibles, siendo más acentuado este último problema entre mayor sea el diámetro del poro (Tong et al. 1988; Akoum et al. 2003; D'souza y Mawson 2005).

Las cuatro variantes antes descritas reciben en conjunto el nombre de colmataje, y constituyen el factor limitante, tanto técnica como económicamente, de los procesos de membranas (Makardij et al. 1999; Bryony et al. 2003).

El colmataje suele provocar la declinación acentuada inicial del flujo de permeado (Tong et al. 1988), el cual paulatinamente alcanza un estado casi estable, lo cual no impide que el flujo siga bajando lentamente hasta generar en pocas horas caudales significativamente menores al inicial (Krstic et al. 2003). No sólo se registra la antes mencionada reducción del flujo de permeado, si no que también a causa del colmataje la membrana pierde selectividad (Brans et al. 2004). El colmataje de una membrana no sólo está influenciado por la hidrodinámica del proceso de filtración y de sus características de flujo, presión y operación (Makardij et al. 1999), sino también por la interacción de la membrana y de la misma capa colmatada con los agentes colmatantes que se sedimentan cada vez más (Marshall et al. 1993); así como también por la morfología y la microestructura interna de la membrana, según fuese su proceso y materiales de manufactura (James et al. 2003).

1.4 Filtración a través de membranas

La filtración en general es un método de separación donde la solución con el soluto se hace pasar a través de un medio filtrante con cierta selectividad por el soluto. La fuerza motriz para lograr la separación es el gradiente de presión formado sobre o a través del medio filtrante.

1.4.1 Grados de filtración

Los procesos de filtración por membranas se clasifican de acuerdo con el tamaño de la partícula o molécula que se puede rechazar. (Ordaz, 1998).

- a) Filtración convencional de partículas (mayor de una micra)
- b) Microfiltración (0.05 a 2 micras)
- c) Ultrafiltración (0.001 a 0.05 micras)
- d) Nanofiltración (5 a 20×10^{-10} m)
- e) Ósmosis inversa (1 a 10×10^{-10} m)

1.4.2 Procesos de membranas impulsados por presión: Microfiltración hasta ósmosis inversa

Los procesos de membranas se desarrollaron inicialmente como respuesta a la necesidad de producir alternativas tecnológicas más económicas y eficientes que las tecnologías tradicionales de separación. El ejemplo más representativo de este desarrollo lo representa la tecnología de ósmosis inversa, a partir de la década del 60. En los años 70, tales procesos comenzaron a aplicarse en otros sectores, entre ellos la industria alimentaria y biotecnológica, gracias al desarrollo de nuevos materiales para membranas y equipos de membranas. (Saavedra, 2007)

Los tratamientos con membranas se diseñan atendiendo a la calidad del agua a tratar y al uso posterior que recibirá el agua tratada. Estos procesos pueden clasificarse según la energía requerida para obtener la separación y la calidad del agua buscada. Se distinguen así dos tipos de membranas unas para separar los sólidos disueltos y otras para separar los sólidos en suspensión. Para la eliminación de los sólidos disueltos se utilizan dos tipos de membranas: las de ósmosis inversa (OI) y las de nanofiltración (NF). Para separar los sólidos en suspensión se utilizan las membranas de ultrafiltración (UF) y microfiltración (MF). (Pilutti, 2002)

Los procesos más comunes son Microfiltración (MF), Ultrafiltración (UF), Nanofiltración (NF) y Ósmosis Inversa (OI). (Schirg, 2001)

Procesos impulsados por presión:

- **Ósmosis inversa o hiperfiltración:**
Es el proceso de separación más selectivo que existe llevándose este a través de una membrana mediante la aplicación de un gradiente de presión. En teoría, sólo el agua logra pasar a través de la membrana reteniéndose el resto de los solutos (disueltos o suspendidos).
- **Nanofiltración:**
Separa principalmente iones con más de una carga negativa (sulfatos y fosfatos) mientras que deja pasar iones con una sola carga. Rechaza también moléculas sin carga o iones con carga positiva dependiendo del tamaño de las moléculas.
- **Ultrafiltración:**
El tamaño de poro de la membrana es mucho más grande que las anteriores, retiene sólidos suspendidos y compuestos de alto peso molecular.

- **Microfiltración:**

Idealmente en este proceso se retienen únicamente sólidos suspendidos por lo que incluso las proteínas pasan a través de las membranas.

En la tabla 2.2 se presenta un comparativo de las características de los cuatro procesos de filtración a través de membranas.

Tabla 2.2. Comparativo de los 4 procesos de filtración. (Wagner, 2001)

Comparativo de los 4 procesos de filtración				
	Ósmosis inversa	Nanofiltración	Ultrafiltración	Microfiltración
Membrana	Asimétrica	Asimétrica	Asimétrica	Simétrica Asimétrica
Espesor Capa delgada	150 μm 1 μm	150 μm 1 μm	150 μm - 200 μm 1 μm	10 - 150 μm
Tamaño de poro	<0.002 μm	<0.002 μm	0.2-0.02 μm	4 – 0-02 μm
Retenido	Cloruro de sodio Glucosa Amino ácidos	Iones polivalentes negativos	Macromoléculas Proteínas Materia biológica	Partículas Arcilla Bacterias
Modulo de membrana	Tubular Enrollamiento espiral Placa y bastidor	Tubular Enrollamiento espiral Placa y bastidor	Tubular Fibra hueca Enrollamiento espiral Placa y bastidor	Tubular Fibra hueca
Presión de operación	1.5- 15 Pa (15-150 bar)	0.5- 3.5 Pa (5 -35 bar)	0.1-1 Pa (1 – 10 bar)	<0.2 Pa <2 bar

1.4.3 Ultrafiltración

La ultrafiltración es un proceso de separación de solutos de alto peso molecular, de soluciones acuosas por medio de una membrana la cual es permeable a la solución pero impermeable al soluto. El proceso se lleva a cabo por el flujo de la solución sobre la superficie de la membrana. El soluto retenido o rechazado por la membrana continúa su camino junto con el caudal evitando con esto que se acumule en la superficie de la membrana.

Al contrario que las membranas que cambian la naturaleza química del agua como la OI o la NF, la ultrafiltración respeta la composición química del agua. La UF elimina contaminantes hasta 0,01 μ . Estas membranas son porosas y eliminan quistes, bacterias, virus y sólidos en suspensión. (Pilutti, 2002)

La ultrafiltración se emplea en una variedad de tratamientos de agua y aguas residuales, tanto en sistemas municipales como industriales. Principalmente es útil para separar macromoléculas, que incluyen virus, bacterias, almidones, proteínas, arcillas y pigmentos. Además, se ha encontrado que la adición de reactivo coagulante previo a la ultrafiltración mejora la remoción de materia orgánica natural a niveles comparables con los alcanzados con la nanofiltración (Schafer A.I., et al, 2001).

1.4.4 Proceso técnico de filtración por membranas

La filtración convencional es aquella en la que la dirección del fluido a ser filtrado se hace en forma perpendicular a la superficie de la membrana, este proceso tiene el inconveniente de reducir considerablemente el gasto unitario a través de la membrana por el rápido ensuciamiento, La tendencia actual es la de emplear cada vez más el proceso de filtración tangencial en la mayoría de los casos.

Casi todos los procesos técnicos de una membrana son procesos de flujos transversales, al contrario de la filtración convencional o filtración con flujo perpendicular. En la filtración tangencial se evita que, gracias al fuerte flujo cruzado de la parte alimentadora, se forme una capa o gel en la superficie de la membrana reduciendo así el fenómeno de polarización. (Figura 2.6) (Schirg, 2001)

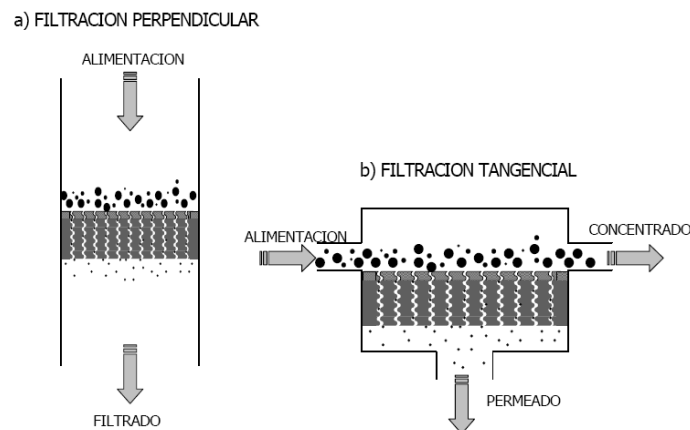


Figura 2.6. Comparación entre (a) Filtración perpendicular y (b) Filtración tangencial (Saavedra, 2007).

Los procesos de membrana constituyen una serie de técnicas de separación que consisten en emplear un gradiente, ya sea de presión o electrostático, para forzar el paso de componentes de una disolución a través de una membrana porosa semipermeable, para que se obtenga una separación sobre la base del tamaño, e incluso de la carga molecular (Chacon, 2006).

1.4.5 Ecuaciones fundamentales en el proceso de ultrafiltración.

El proceso de ultrafiltración está enmarcado por una serie de ecuaciones que definen o aclaran los distintos aspectos que deben conocerse, y que en última instancia permiten realizar el diseño de las diferentes instalaciones.

Si partimos de los gastos que se generan en el proceso podemos distinguir:

- Flujo de alimentación, es la solución a tratar que llega a las membranas: F_a
- Flujo de permeado, que corresponde a la solución que se obtiene del otro lado de la membrana, después de atravesarla: F_p .
- Flujo de concentrado o rechazo, es la solución que no puede atravesar la membrana: F_r

Del mismo modo, se tiene las concentraciones del agua de alimentación C_a , producto C_p ; y rechazo C_r relacionados entre sí mediante:

$$C_a F_a = C_p F_p + C_r F_r \quad (2.1)$$

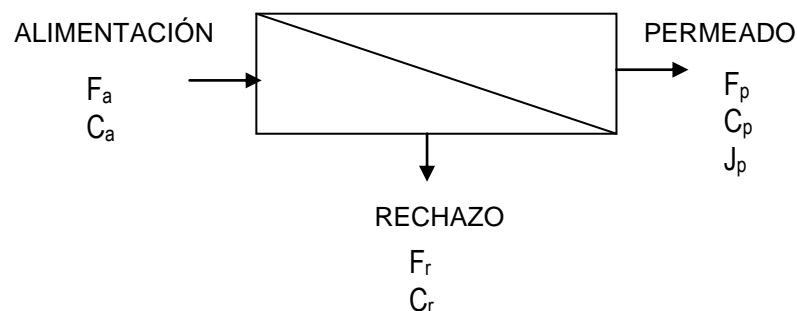


Figura 2.7. Flujos en el proceso de ultrafiltración (Adaptado de Medina, 2000)

1.4.5.1 Flux de permeado

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

$$J_p = \frac{\Delta P}{\mu R_m} \quad (2.2)$$

Donde:

J_p es el flux del permeado en $[m^3/m^2s]=[m/s]$; usualmente se expresa en $[L/m^2h]$,

ΔP es la caída de presión a través de la membrana en $[N/m^2]=Pa$

μ es la viscosidad absoluta en $[N*s/m^2]$, y

R_m es la resistencia hidráulica de la membrana limpia en $[m^2/m^3]$

Esta ecuación se usa para predecir el flujo de una membrana. La caída de presión a través de la membrana es directamente proporcional a la presión aplicada (de operación) y favorece directamente al flujo de permeado. La resistencia hidráulica de la membrana se incrementa con el tiempo debido a que la acumulación de materiales cerca, sobre y en el interior de la membrana bloquea las cavidades de la membrana, por lo tanto aumenta la resistencia de la membrana al paso del agua. La viscosidad del agua tiene un efecto dependiente de la temperatura: a mayor temperatura, menor viscosidad y mayor flujo (Aguilar, 2006).

1.4.5.2 Rechazo

La selectividad de la membrana se cuantifica a través del rechazo, (R). El rechazo (R) es la fracción de soluto en la alimentación que se desvía por efecto de la membrana, matemáticamente es una unidad menos la razón de la concentración del soluto en el permeado a la concentración del soluto en la alimentación.

$$RS(\%) = (1 - C_p/C_a) \times 100 \quad (2.3)$$

si $RS(\%) = 100$ Retención completa
 $RS(\%) = 0$ Retención nula

RS = factor de rechazo de la membrana [adimensional]

C_p es la concentración en el permeado en $[mg/L]$

C_f es la concentración en la alimentación en $[mg/L]$

1.4.5.3 Recuperación

La recuperación de un sistema de membranas (R) es el volumen de permeado producido por unidad de volumen de agua introducida al sistema, o bien, la razón de flujo de permeado al flujo de alimentación.

$$R(\%) = F_p/F_a \times 100 \quad (2.4)$$

Donde:

R= Factor de recuperación [adimensional]

F_p y F_a son los flujos de permeado y alimentación en L/h, respectivamente.

F_p es el flujo de permeado medido en $[m^3/s]$ usualmente expresado en [L/h]

F_a es el flujo de alimentación medido en $[m^3/s]$ usualmente expresado en [L/h]

1.4.5.4 Concentración del producto o permeado

La concentración del permeado, corresponde a la cantidad de masa por volumen de la solución que se obtiene del otro lado de la membrana, después de atravesarla.

$$C_p = (1-RS) \cdot (C_a + C_r)/2 \quad (2.5)$$

De donde:

C_p es la concentración en el permeado en [mg/L]

RS= factor de rechazo de la membrana [adimensional]

C_a es la concentración en la alimentación en [mg/L]

C_r es la concentración en el rechazo en [mg/L]

1.4.5.5 Concentración del rechazo

La concentración del permeado, corresponde a la cantidad de masa por volumen de la solución la solución que no logra atravesar la membrana.

$$C_r = RS \cdot C_a/(1-R) \quad (2.6)$$

De donde:

C_r es la concentración en el rechazo en [mg/L]

RS es factor de rechazo de la membrana [adimensional]

C_a es la concentración en la alimentación en [mg/L]

R es el factor de recuperación [adimensional]

1.5 **Sistemas de ultrafiltración**

1.5.1 **Agrupación de módulos**

Dependiendo del objetivo los módulos se pueden agrupar de dos formas: en paralelo y en serie. Sin embargo, en la mayoría de las instalaciones se utiliza una o más combinaciones de este tipo de agrupamientos para obtener la calidad y cantidad del agua deseada.

1.5.1.1 **Agrupación de módulos en paralelo**

En el caso de la colocación de los módulos en paralelo el objetivo es obtener una mayor cantidad de producto al dividir el caudal de alimentación en “n” membranas de las cuales se obtiene una mayor cantidad de producto que la que se obtendría de un arreglo en serie con el mismo número de módulos.

En este tipo de montaje, las alimentaciones y las salidas tanto de permeado como de rechazo de cada módulo se conectan con cada una de las correspondientes tuberías generales. Esta agrupación se utiliza tanto con módulos de placas, como tubulares y de fibra hueca (Figura 2.8).

Esta disposición se usa para producir un caudal “n” veces superior al suministrado por un módulo, siendo “n” el número de módulos instalados en paralelo. Como la máxima conversión de trabajo de cada módulo de este tipo es del orden del 40-50%, ésta será la conversión máxima que puede conseguirse con esta agrupación, lo que equivale a decir que la solución de aporte puede concentrarse entre 1,66 y 2 veces.

Cuando los módulos trabajan en paralelo, la pérdida de carga entre el colector de aporte y el de rechazo es la misma para todos ellos, lo que quiere decir que el caudal de aporte que llega a cada uno dependerá de su grado de atascamiento y del caudal de permeado que produzca.

Es muy importante que, cuando varios módulos trabajen en paralelo, el grado de envejecimiento de sus membranas sea similar ya que en caso contrario se producirán desequilibrios en los flujos individuales que harán que las membranas menos deterioradas trabajen con conversiones elevadas y se atasque rápidamente. (Fariñas, 1999)

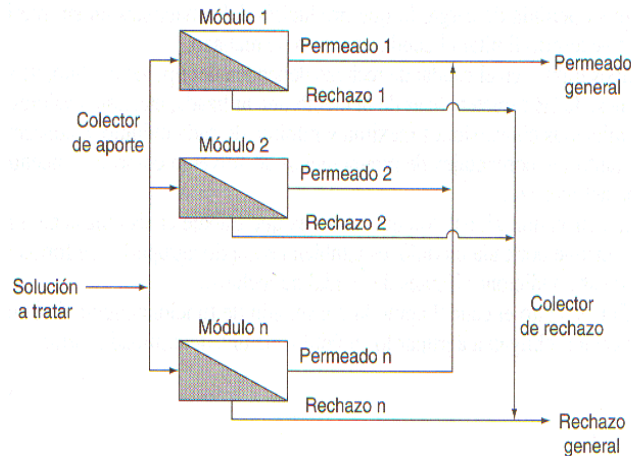


Figura 2.8. Agrupación de módulos en paralelo (Fariñas, 1999).

1.5.1.2 Agrupación de módulos en serie

El objetivo principal de la colocación de membranas en serie es aprovechar la energía de flux de rechazo para ser filtrado por una membrana siguiente.

Cuando los módulos se montan en serie, el caudal de rechazo de cada módulo pasa a ser el aporte del siguiente y así sucesivamente. El permeado de los distintos módulos se recoge en un colector común a todos ellos donde se van mezclando los distintos flujos (Figura 2.9)

Cuando se instalan módulos espirales en el interior de un tubo de presión se utiliza este tipo de agrupación. Los módulos espirales pueden trabajar con conversiones máximas del 7 al 10 %, por lo que la recuperación de cada tubo con 6 ó 7 módulos suele también oscilar entre el 40 y el 50%.

La agrupación de los módulos en serie hace que, para una recuperación total determinada, cada módulo trabaje con una recuperación menor que si trabajase en paralelo, lo que se traduce en un caudal de rechazo mayor y, por tanto, una velocidad superficial sobre la membrana mayor. Esta agrupación se utiliza, consecuentemente, para reducir los fenómenos de polarización cuando los flujos de permeado de las membranas son altos o cuando se trabaja con elevadas recuperaciones. (Fariñas, 1999)

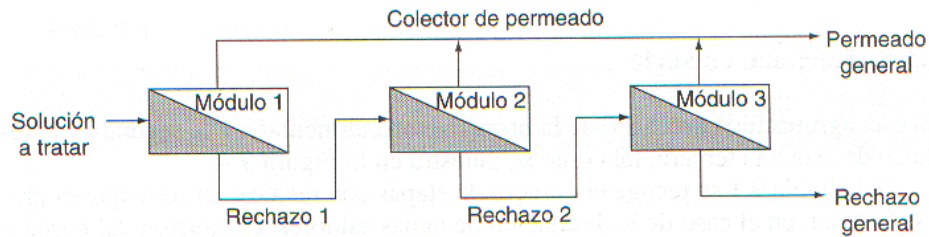


Figura 2.9. Agrupación de módulos en serie (Fariñas, 1999).

1.5.2 Agrupación de módulos por etapas

Se llama “etapa” al conjunto de tubos contenedores que trabajan en paralelo, a la misma presión y alimentados desde la misma línea.

Si los módulos son de fibra hueca y de un solo haz, el número de tubos contenedores coincidirá con el número de módulos y todos ellos trabajarán con las mismas condiciones de presión y salinidad. Sin embargo, si los módulos son espirales, la etapa estará formada por el conjunto de tubos contenedores o de presión que trabajen en paralelo. En este caso, no todos los módulos de la etapa trabajan en las mismas condiciones.

De acuerdo con lo señalado anteriormente, la recuperación máxima de cada etapa no debe superar el 50 %. Si se requiere que la conversión global de la unidad esté por encima de dicho valor, hay que agrupar las etapas. Existen dos formas posibles de hacerlo:

- Rechazo en serie.
- Recirculación del rechazo.

Nótese que no tiene sentido hablar de agrupar dos etapas en paralelo porque equivaldría a una etapa primitiva con mayor número de tubos.

1.5.2.1 Agrupación de etapas con rechazo en serie

En esta agrupación el rechazo de la primera etapa alimentaría a la segunda y el rechazo de ésta a la tercera (Figura 2.10).

En esta modalidad la alimentación pasa sólo una vez por el módulo. Para lograr un nivel de concentración determinada, se instalan varios módulos dispuestos en arreglos serie-paralelo. Como el caudal de alimentación va disminuyendo a lo largo del equipo debido a la permeación, se disminuye el número de módulos en paralelo, para así mantener el flujo a un nivel adecuado en cada etapa. Este

tipo de configuración se emplea cuando no se requieren altos factores de concentración, como es el caso de las plantas desalinizadoras de agua de mar por osmosis inversa.

En el caso de desalación de aguas salobres se debe de considerar que los módulos tienen una recuperación de alrededor del 50% por etapa, respetando las condiciones de flujo de rechazo impuestas por los módulos (Fariñas, 1999).

No suelen agruparse más de tres etapas en serie porque la producción de cada etapa adicional, por encima de la tercera, sería muy reducida y resultaría antieconómica.

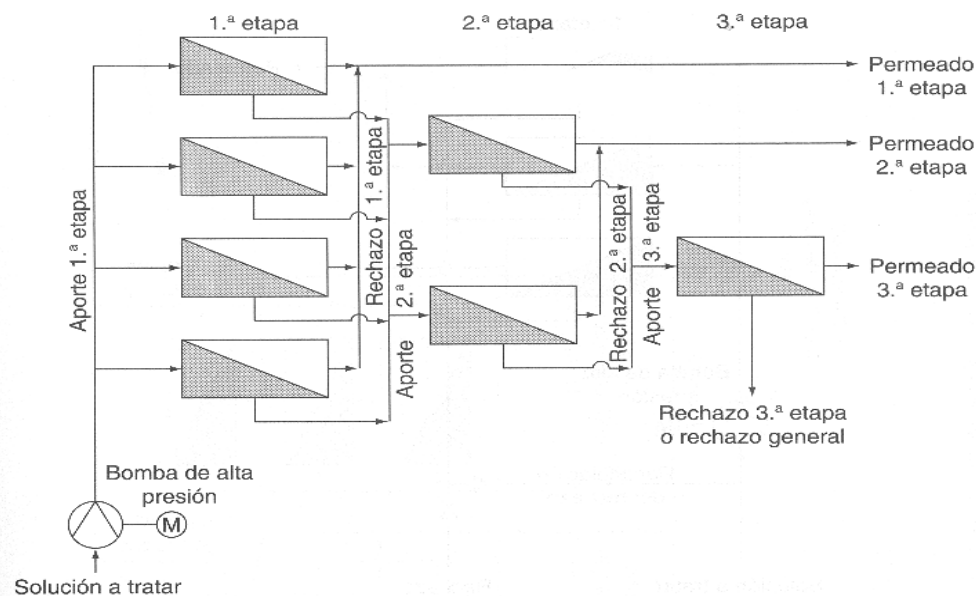


Figura 2.10. Agrupación de etapas con rechazo en serie. (Fariñas, 1999)

1.5.2.2 Recirculación del Rechazo

Utilizando una única etapa se puede superar el porcentaje máximo de recuperación del 50 % establecido para la misma. Se recurre para ello a recircular todo o parte del rechazo mezclándolo con la solución de aporte. Con este procedimiento puede alcanzarse conversiones de hasta el 75 % y, por tanto, concentraciones en el rechazo cuatro veces superiores a las de la solución de aporte (Figura 2.11)

Esta alternativa presenta un consumo específico de energía y una salinidad del permeado mayores que la de instalar dos etapas con rechazo en serie, por lo que sólo se utiliza cuando se quiere concentrar la solución de aporte. Si dicha solución de aporte presentase altos contenidos de materia en suspensión sería conveniente agrupar las etapas con el rechazo en serie, pero manteniendo la recirculación en cada etapa.

La bomba de recirculación de la primera etapa impulsa la solución de aporte mezclada con parte del rechazo de esa etapa. La de recirculación de la segunda etapa impulsa el rechazo de la primera mezclada con parte del rechazo de la segunda y así sucesivamente.

Las bombas de recirculación tiene un caudal varias veces superior al de la bomba de alta y su presión diferencial debe ser superior a la pérdida de carga de etapa correspondiente.

Con este montaje se consiguen velocidades sobre la superficie de las membranas muy elevadas, reduciéndose de forma considerable los fenómenos de polarización y los riesgos de ensuciamiento, todo ello a costa de un mayor consumo de energía eléctrica en los bombeos. Por este motivo no tiene sentido utilizar este montaje con soluciones “limpias” o poco cargadas, con bajo riesgo de que se depositen las sustancias en suspensión sobre las membranas (Fariñas, 1999).

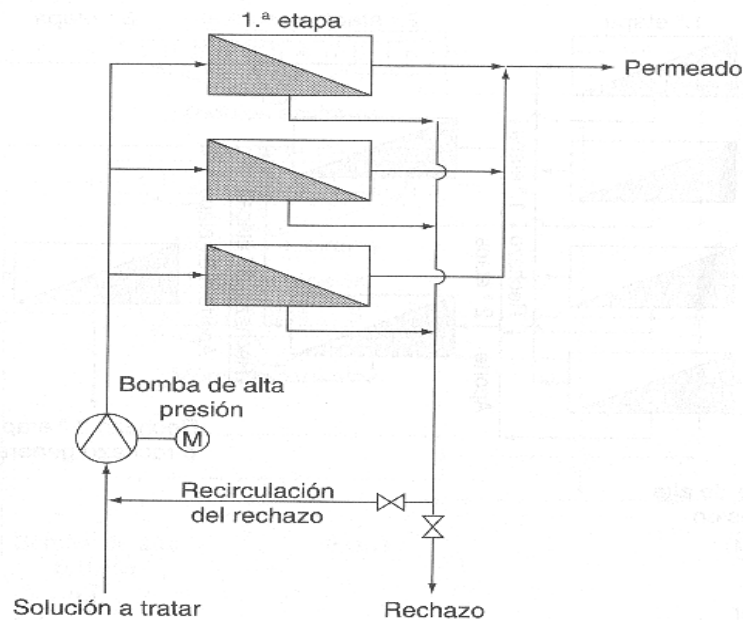


Figura 2.11. Esquema de un montaje con recirculación del rechazo

1.5.3 Agrupación de sistemas

Se llama “sistema” al conjunto de etapas agrupadas de la forma que fuere pero con una única bomba de alta presión. Al igual que las etapas, los sistemas pueden agruparse de dos formas:

- En paralelo
- En serie

1.5.3.1 Agrupación de sistemas en paralelo

Cuando los sistemas se agrupan en paralelo, todas las bombas de alta presión trabajan también en paralelo e impulsan la misma solución de aporte. Esta agrupación se utiliza para subdividir el caudal total de permeado en varias unidades o líneas de producción (Figura 2.12)

Estas unidades de producción se dice que son de “un solo paso” ya que tanto el permeado como el rechazo finales se obtienen con un único bombeo a alta presión.

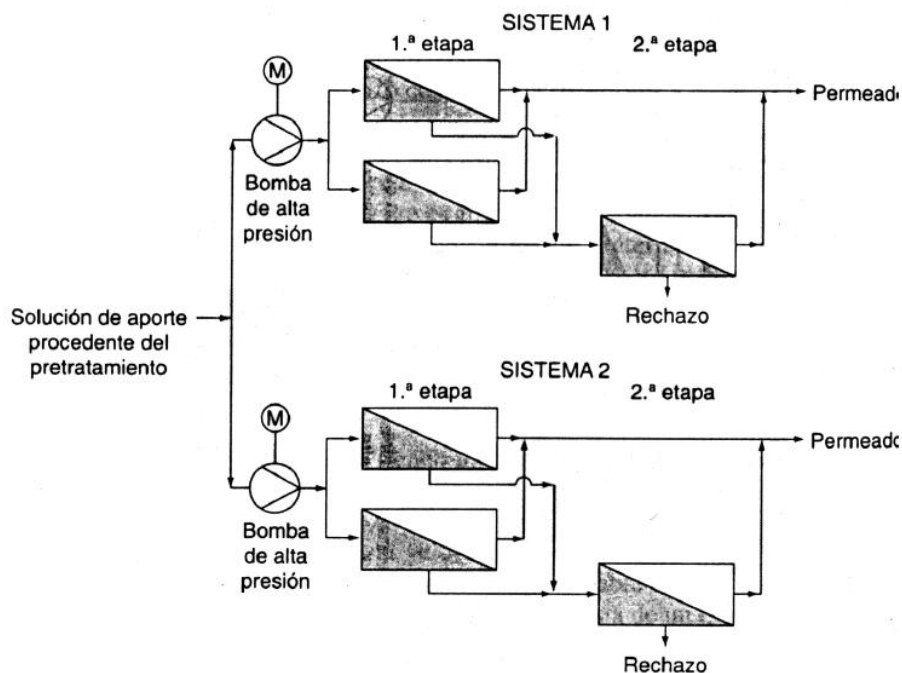


Figura 2.12. Esquema de dos sistemas trabajando en paralelo. (Fariñas, 1999)

1.5.3.2 Agrupación de sistemas en serie

Cuando los sistemas se agrupan en serie, las bombas de alta presión trabajan también en serie, no impulsando todas ellas las mismas soluciones de aporte. Una agrupación de esta naturaleza se dice que está formada por “pasos” y cada paso es un sistema. Existen tantos pasos como bombas de alta presión trabajando en serie, El número de pasos o de sistemas que trabajan en serie, raramente es superior a dos.

Según la procedencia de la solución de aporte al segundo sistema, la agrupación puede ser:

- Permeado en serie
- Rechazo en serie

1.5.3.2.1 Permeado en serie de los sistemas

En este montaje, todo o parte del permeado producido por el primer sistema es bombeado de nuevo por una segunda bomba de alta presión, que lo impulsa hacia un segundo sistema. (Figura 2.13)

Este tipo de montaje se utiliza cuando se quiere reducir la concentración de sales del permeado final. Generalmente el rechazo del segundo paso suele recircularse hacia el primero.

La reducción de la salinidad del permeado también puede lograrse manteniendo el mismo porcentaje de recuperación pero con un consumo específico de energía mayor, recirculando una parte del permeado.

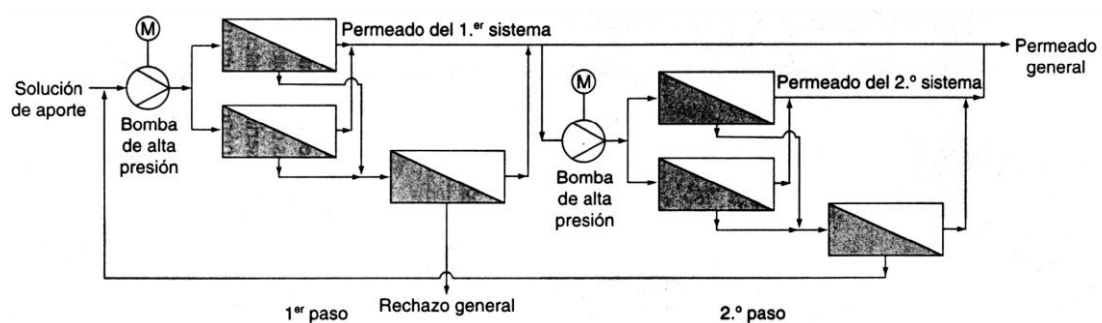


Figura 2.13. Esquema de una unidad de producción con dos pasos, permeado en serie. (Fariñas, 1999)

1.5.3.2.2 Rechazo en serie de los sistemas

En este montaje el rechazo de uno o varios sistemas que trabajan en paralelo es aspirado por otra bomba que lo impulsa hacia un nuevo sistema.

Este tipo de montaje se utiliza para recuperar algún producto existente en el rechazo de los primeros sistemas o bien para aumentar los porcentajes de recuperación del permeado (Figura 2.14)

Presenta ventajas frente a la agrupación de etapas con rechazo en serie ya que, en tal caso, las etapas finales trabajan con la solución más concentrada en sales y con una presión más baja que la suministrada por la bomba. En el presente montaje, por el contrario, la bomba que trabaja en serie permite optimizar y adecuar la presión de descarga a las necesidades del concentrado a tratar.

En el montaje que nos ocupa, las membranas del primer paso suelen ser de baja presión y las del segundo de alta debido a la mayor presión osmótica de la solución que les llega.

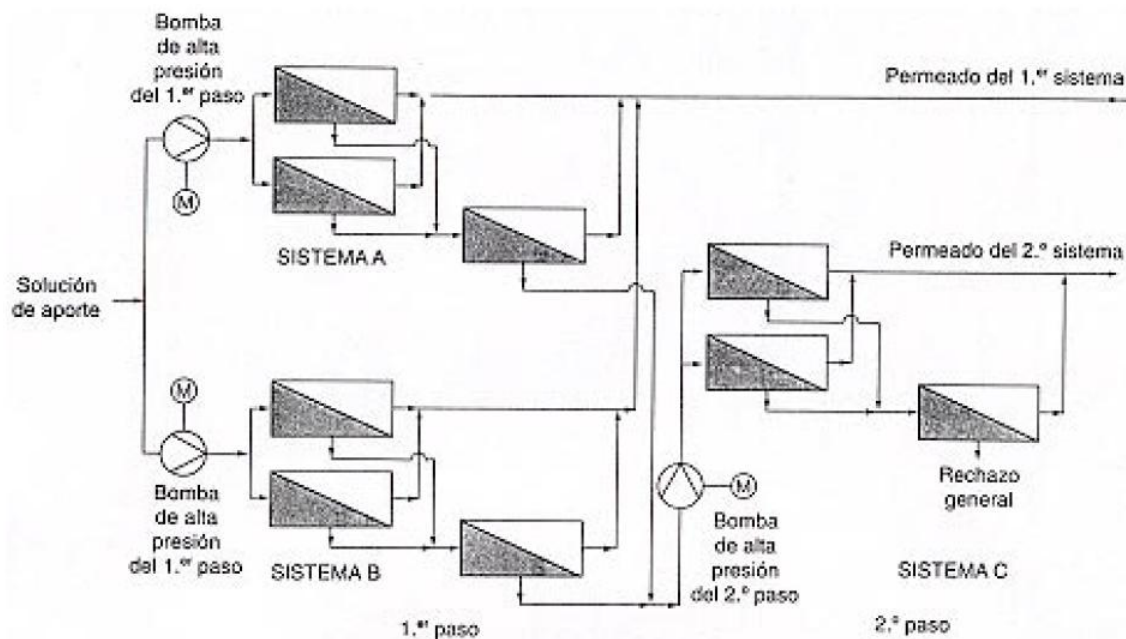


Figura 2.14. Unidad de producción con dos pasos y rechazo en serie. (Fariñas, 1999)

1.5.4 Técnicas de funcionamiento.

Según el modo de trabajar con la unidad de membranas, se pueden considerar dos tipos de funcionamiento: por lotes y en continuo.

1.5.4.1 Funcionamiento por lotes

En este tipo de operación, toda solución a tratar se encuentra disponible previamente en un recipiente. Nada más comenzar el proceso, el permeado se evacua continuamente, pero el rechazo de la ósmosis inversa se retorna al depósito recirculándolo de nuevo.

El proceso termina cuando se alcanza la concentración deseada en la solución existente en el tanque de alimentación.

Esta técnica permite obtener altas concentraciones en el rechazo con superficies de membranas relativamente bajas. Se utiliza fundamentalmente para concentrar soluciones, como por ejemplo para eliminar el agua de un zumo de frutas. En este proceso, lo que se aprovecha en general es el rechazo y no el permeado, siendo necesario esperar un cierto tiempo para que esté disponible (Figura 2.15).

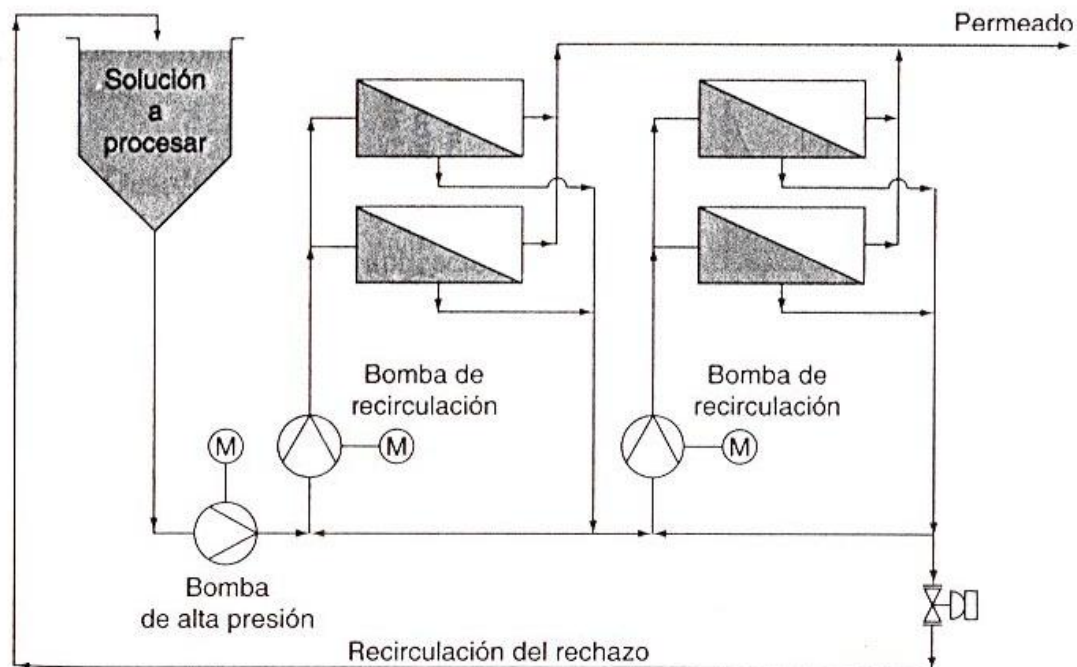


Figura 2.15. Esquema de funcionamiento por lotes

1.5.4.2 Funcionamiento en continuo

En este tipo de operación, la solución de aporte bombeada hacia la ósmosis inversa es repuesta inmediatamente por otra nueva, tal y como se muestra en la figura 2.16, no siendo imprescindible el depósito para su almacenamiento previo. En este proceso también puede recircularse parte del rechazo dependiendo del porcentaje de recuperación deseado y del número de etapas instaladas con el rechazo en serie. A diferencia de la técnica precedente, en la presente, tanto el permeado como todo o parte del rechazo se evacuan en continuo, disponiéndose de ambos inmediatamente.

Esta técnica se utiliza en general cuando lo que se aprovecha es el permeado.

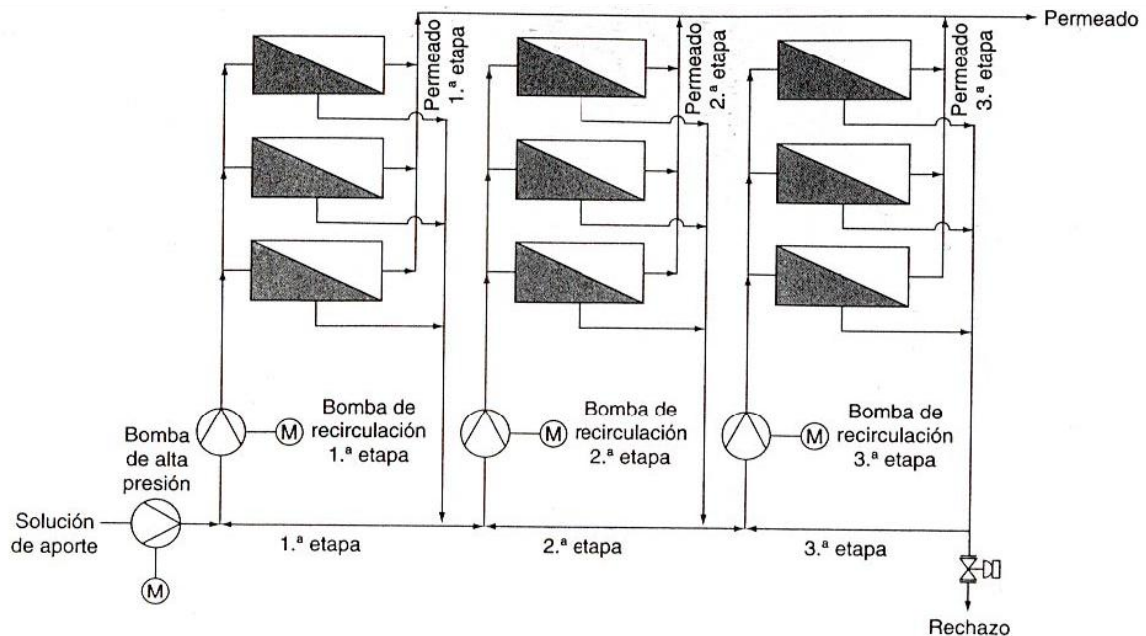


Figura 2.16. Esquema del funcionamiento en continuo

1.5.5 Etapa simple

Es un conjunto de tubos a presión colocados en paralelo, que son alimentados desde una bomba (Figura 2.17). Este tipo de estructura, demasiado ineficiente, sólo se usa en instalaciones piloto o experimentales, o en la industria para extracción de jugos u otros líquidos o sólidos de gran valor. También en algunas instalaciones de mar se utiliza este tipo de arreglo por su bajo porcentaje de recuperación (Medina, 2000).

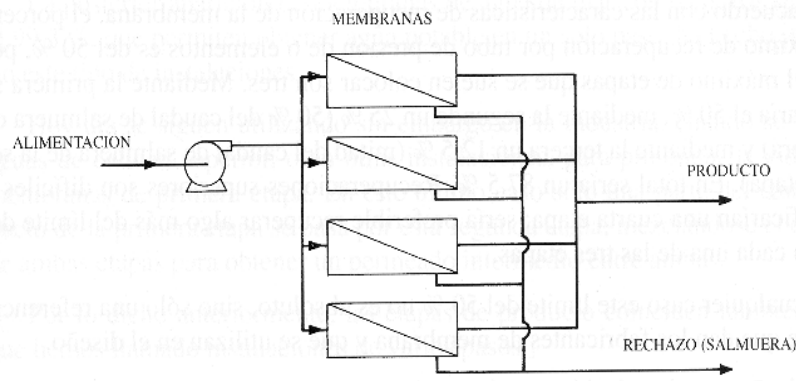


Figura 2.17. Instalación de etapa simple (Medina, 2000).

1.5.6 Etapas de producto

Este tipo de instalación se emplea cuando se quiere mejorar la calidad del agua de producto y para ello se pasa de nuevo por otro conjunto de membranas, utilizando para ello una bomba independiente (Figura 2.18).

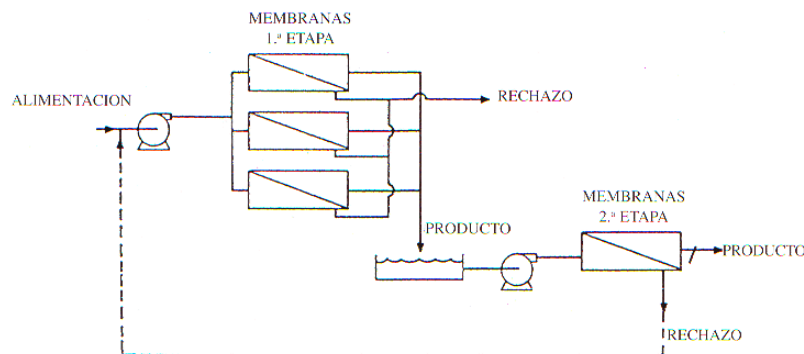


Figura 2.18. Instalación de etapas de producto (Medina, 2000).

Su utilización es cada vez menor, inicialmente se empleaba en instalaciones de agua de mar en las que era imposible conseguir agua de suficiente calidad con un paso, especialmente en zonas de alta salinidad como los países del Golfo Pérsico. La posterior aparición de membranas para el tratamiento de agua de mar con rechazos superiores al 99.3%, que permiten obtener agua potable en un solo paso, han hecho innecesario este tipo de instalaciones.

Hoy en día se siguen utilizando sin embargo en la industria, cuando se precisan aguas de calidad superior, o en otras instalaciones, para prolongar la vida de las membranas de primera etapa. En este último caso sólo una parte del caudal producto de la primera etapa se pasa por esta segunda etapa, mezclándose el conjunto de ambas etapas para obtener un permeado intermedio entre ambas. (Medina, 2000).

1.6 **Pretratamiento al proceso de membranas**

El pretratamiento es importante para el proceso de ultrafiltración. En el caso de las membranas de NF y OI se requiere por dos razones totalmente diferentes e importantes; prevenir taponamientos y daños a las membranas. En caso de generarse un taponamiento el equipo de membranas empieza a presentar anomalías en su funcionamiento, provocando una reducción de la generación de producto, incremento del volumen del rechazo o un aumento en la presión diferencial (ΔP) durante la operación. Cuando se presentan daños se genera un mayor volumen de producto con una alta concentración de sales. (Torres, 2001)

El pretratamiento es específico para cada agua y debe ser determinado tan pronto como se conozca la composición del agua residual.

Para prevenir que las membranas sean dañadas por partículas duras y cortantes, el agua debe ser pre-filtrada antes de realizar los procesos de ultrafiltración.

En el caso de los módulos con configuración en espiral que no pueden ser retrolavados y muestran bajo rendimiento de limpieza química, puede necesitarse un pretratamiento con filtro de arena al igual que la OI y NF. (Cuartas, 1999)

Los filtros de arena se usan para eliminar bacterias, virus, sustancias coloidales y otras partículas que puedan estar presentes en el agua. Se pueden usar en tratamientos de agua potable y en tratamientos de aguas residuales.

1.6.1 **Filtro de arena**

Los filtros de arena son los elementos más utilizados para filtración de aguas con cargas bajas o medianas de contaminantes, que requieran una retención de partículas de hasta veinte micras de tamaño. Las partículas en suspensión que lleva el agua son retenidas durante su paso a través de un lecho filtrante de arena. Una vez que el filtro se haya cargado de impurezas, alcanzando una pérdida de carga prefijada, puede ser regenerado por lavado a contra corriente.

La calidad de la filtración depende de varios parámetros, entre otros, la forma del filtro, altura del lecho filtrante, características y granulometría de la masa filtrante, velocidad de filtración, permeabilidad, etc.

1.6.2 **Granulometría**

Desde hace tiempo se ha tratado de establecer correlaciones entre la granulometría de un material y su permeabilidad. En suelos arenosos gruesos, los poros entre las partículas son relativamente grandes y por ello la

permeabilidad resulta comparativamente alta. En suelos de menores tamaños, los poros y canales entre los granos son más pequeños, por lo cual estos materiales son de menor permeabilidad.

Los suelos están compuestos por partículas de diferentes tamaños, el comportamiento mecánico depende en gran medida de esta distribución de tamaños, de esta manera, un material que tiene partículas de todos los tamaños y cada tamaño en una justa proporción, se puede compactar mejor que aquel suelo en el cual todas sus partículas son de tamaño de 1.25 mm y de forma redondeada.

Los materiales en los cuales los tamaños de las partículas son uniformes y medianos (4 mm), tendrán una buena permeabilidad, es el caso de una arena. La permeabilidad es otra propiedad de los suelos que depende en gran medida de la distribución de tamaños y del tamaño mismo de las partículas del suelo.

La granulometría es la medición de los granos de una formación sedimentaria y el cálculo de la abundancia de los correspondientes a cada uno de los tamaños previstos por una escala granulométrica.

Los ensayos de granulometría tienen por finalidad determinar en forma cuantitativa la distribución de las partículas del suelo de acuerdo a su tamaño.

El método de determinación granulométrico más sencillo es hacer pasar las partículas por una serie de mallas de distintos anchos de entramado (a modo de coladores) que actúen como filtros de los granos que se llama comúnmente columna de tamices.

1.6.3 Coeficiente de permeabilidad

La permeabilidad es una propiedad de un medio poroso que permite el paso del agua a través de sus vacíos, bajo la acción de una carga hidrostática. Mientras más permeable sea el medio, mayor será la filtración. No todos los materiales tienen la misma permeabilidad, de ahí que se los haya dividido en medios permeables e impermeables, estos últimos son generalmente medios arcillosos, donde la cantidad de escurrimiento del agua es pequeña y lenta.

La permeabilidad de un medio suele medirse en función de la velocidad del flujo de agua a través de éste durante un período determinado. Generalmente se expresa o bien como una tasa de permeabilidad en centímetros por hora (cm/h), milímetros por hora (mm/h), o centímetros por día (cm/d), o bien como un coeficiente de permeabilidad en metros por segundo (m/s) o en centímetros por segundo (cm/s).

El grado de permeabilidad de un medio poroso, se mide por su coeficiente de permeabilidad (Figura 2.4), el cual se basa en la ley propuesta por Darcy en el Siglo XIX, la cual señala:

$$V=k*i \quad (2.7)$$

Donde:

V= Velocidad de escurrimiento de un fluido a través del medio.

K= Coeficiente de permeabilidad propio y característico

i= H/L Gradiente hidráulico el cual presenta la relación entre la diferencia de niveles (H) y la distancia (L) que el agua recorre.

El coeficiente de permeabilidad, generalmente representado por la letra k, es extremadamente variable, según el tipo de material empleado.

Tabla 2.3. Clasificación de los medios porosos según su coeficiente de permeabilidad. (Wales y Sanger, 2007)

Grado de permeabilidad	Valor de k (cm/s)
Elevada	Superior a 10^{-1}
Media	10^{-1} a 10^{-3}
Baja	10^{-3} a 10^{-5}
Muy baja	10^{-5} a 10^{-7}
Prácticamente impermeable	Menor de 10^{-7}

CAPÍTULO III

1 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

El trabajo experimental se dividió en dos fases: trabajo de análisis en laboratorio y trabajo con el prototipo de ultrafiltración.

El trabajo de laboratorio consistió en caracterizar la membrana, evaluar parámetros para determinar las características del agua y conocer la permeabilidad del filtro lento de arena.

El trabajo del prototipo consistió en construir y poner en marcha el sistema de ultrafiltración, para esto se diseñaron los cartuchos de ultrafiltración y se construyó un filtro de arena para minimizar el incrustamiento y ensuciamiento de las membranas. Finalmente se hicieron los arreglos en serie y paralelo de los cartuchos.

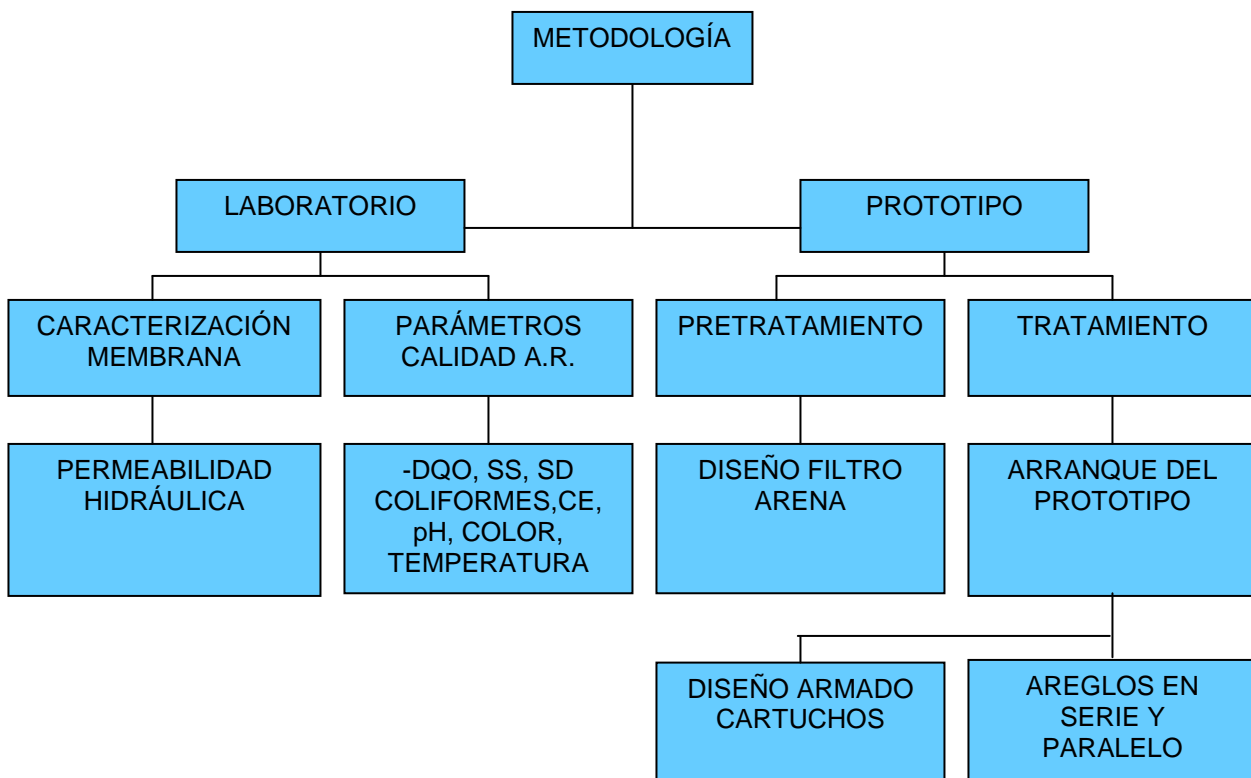


Figura 3.1. Metodología del trabajo experimental

1.1 **Caracterización de la membrana**

Se trabajó con una membrana hidrofílica de acetato de celulosa, donación de la empresa UCB, Films, UK, con un diámetro de poro $0.1 \mu\text{m}$, que retiene partículas con un tamaño de 8000 Da ($1.3288 \times 10^{-23} \text{ Kg}$).

1.2 **Pruebas preliminares con la membrana**

Se comenzó por conocer el funcionamiento de los sistemas de separación por membranas en unidades nivel laboratorio, donde pudieran controlarse con facilidad el mayor número de variables.

Se realizaron pruebas para determinar las características de la membrana utilizando un equipo de laboratorio el cual nos permitió controlar las variables de operación del sistema.

El equipo se compone por tanque de alimentación y recepción del rechazo, una bomba de 0.5 HP , un módulo de membranas con un área de 0.039 m^2 , un manómetro y un tanque de permeado.

Se determinó con este equipo el flux de permeado de la membrana manteniendo una presión de 100 kPa y se realizaron 3 ensayos para corroborar los resultados.

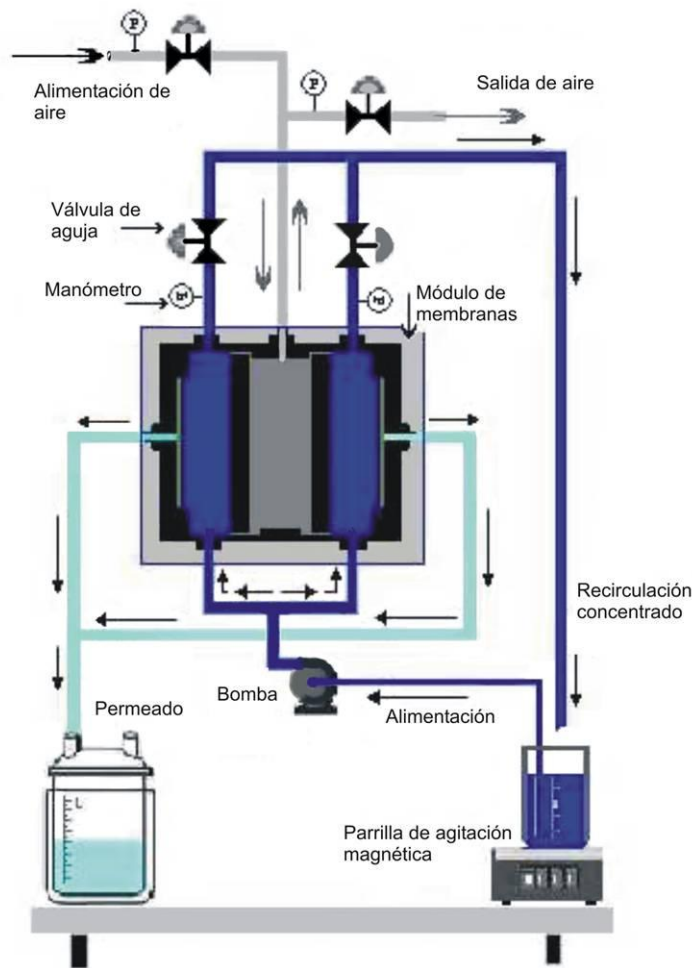


Figura 3.2. Diagrama de flujo del sistema experimental. (Vega, 2006).

Salida tangencial del permeado

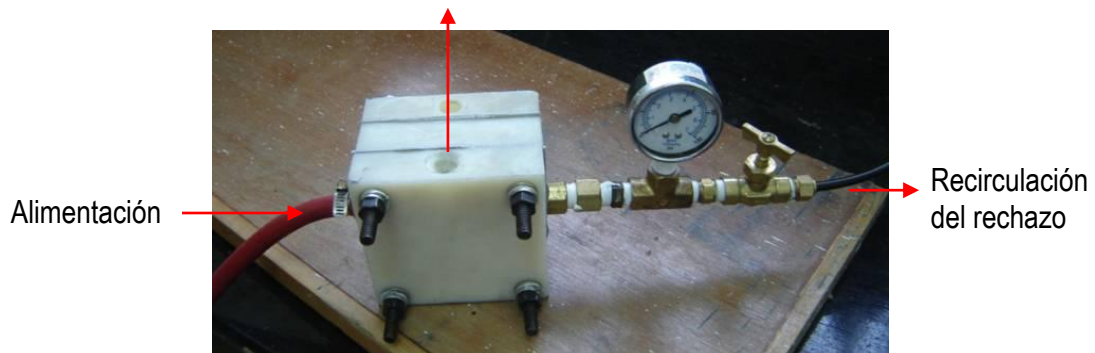


Figura 3.3. Equipo empleado para la determinación del flujo de permeado de la membrana.

1.3 Sistema de ultrafiltración

Para homogeneizar la calidad del agua residual tratada de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria se usó un filtro de arena como pretratamiento previo a la ultrafiltración.

Esta unidad de ultrafiltración funciona de acuerdo con el principio de flujo cruzado. Se diseñó el dispositivo de ultrafiltración, llamado comúnmente cartucho de membrana. El sistema trabaja con un módulo de membrana con enrollamiento espiral.

El prototipo de unidad de ultrafiltración (Figura 3.5), consta de un tanque de alimentación donde se conectan en forma alternada las bombas de alimentación (con el propósito de tener un sistema de alimentación continuo, con una bomba en descanso que pueda servir de relevo), un equipo hidroneumático, que permite la presurización del sistema que ingresa a los dos cartuchos de membrana en forma simultánea y un tanque de agua filtrada que recibe el permeado del sistema de ultrafiltración, mientras que el concentrado es conducido nuevamente al tanque de alimentación o purgado del sistema.



Figura 3.4. Sistema de ultrafiltración y filtro de arena

El agua del tanque de alimentación del sistema de ultrafiltración es previamente pasada por un filtro lento de arena.

Para el propósito de diseño y construcción se ha seleccionado la alternativa correspondiente a módulos de filtración en espiral, debido principalmente a la menor complejidad que representa la manufactura de membranas en forma laminar, que las membranas tubulares y capilares y la facilidad de que un operador

1.3.1 Componentes del sistema de ultrafiltración

La instalación del prototipo de ultrafiltración, se compone de los siguientes accesorios y equipos:

- Elementos estructurales
- Tuberías, válvulas y accesorios
 - Dos múltiples de conexión (de dos entradas y cuatro salidas)
 - Tubería de conducción: Dirige la corriente de permeado al tanque de permeado o al de alimentación y la corriente de concentrado al tanque de alimentación. La tubería de conducción está construida con materiales hechos a base de polipropileno copolímero random (PP-R) de la marca tuboplus
 - Tanques: El equipo cuenta con dos tanques clasificados en función de su contenido:
 - Tanque de almacenamiento del influente al sistema: Contiene la solución a permear.
 - Tanque de almacenamiento del efluente del sistema: Contiene el agua clarificada que a pasado a través de la membrana.
- Elementos de potencia
 - Electrobombas: El equipo consta de dos bombas de 0.5 HP, para regular los caudales tanto la corriente de alimentación como la de recirculación.
 - Hidroneumático: Permite mantener la presión del sistema, tiene una capacidad de 22 litros y se programa a la presión de trabajo requerida, teniendo una presión máxima de trabajo de 1000 kPa (10 bar). Posee un interruptor eléctrico para detener el funcionamiento del sistema. Los interruptores están calibrados para arrancar el sistema a presión mínima y detenerlo a presión máxima.
- Sistema de control
 - Válvulas: Regulan el paso de las corrientes de permeado y concentrado a los tanques de permeado y concentrado respectivamente o bien al tanque de alimentación.
 - Manómetros tipo Bourdon. Miden la intensidad de presión de funcionamiento del sistema. El rango de operación se encuentra dentro de 0 a 400 kPa.
- Módulos de membranas. El equipo opera con cuatro módulos que utilizan una membrana de acetato de celulosa con tamaño de poro de 0.01 a 1 micrometros.

1.3.2 Funcionamiento del sistema de ultrafiltración

La instalación de ultrafiltración está formada por un bloque de módulos filtrantes con una capacidad de 1.5 m³/día.

El agua a filtrar se bombea del tanque de alimentación mediante dos electrobombas hacia un conector múltiple. Este conector múltiple recibe el agua de alimentación y la distribuye mediante mangueras hacia los cuatro módulos de filtración conectados en paralelo.

Los módulos están diseñados para operar mediante flujo cruzado (tangencial). En el interior de los módulos el agua pasa por un filtro de membrana de enrollamiento espiral. El agua permeada se recoge en un tanque de permeado.

El agua que no atraviesa la membrana o que es rechazada (concentrado), se conduce mediante mangueras hacia un múltiple de conexión que recibe todo el concentrado de los cuatro módulos y lo recircula hacia el tanque de alimentación.

Las mangueras con la que trabaja el sistema tienen un diámetro de 19 mm (¾ in); están elaboradas con materiales a base de propileno y etileno resistentes a los productos químicos y reforzadas en su exterior con textiles torcidos en espiral para soportar altas presiones. Su rango de operación es de 2000 kPa (300 psi) a 2000 kPa (800 psi).

La presión de todo el sistema se regula mediante un hidroneumático. El hidroneumático se compone por un tanque de presurización y una bomba.

Una parte del tanque contiene aire presurizado y la otra agua. El aire es comprimido o expandido, ajustando el agua a valores de presión preestablecidas. Si el agua es desplazada por el aire entonces se tiene un sistema de baja presión, Cuando la presión desciende, se enciende inmediatamente la bomba y se introduce agua al tanque lo que conduce a que se presurice el sistema.

Como medida de seguridad se cuenta con una válvula de alivio, que permite la salida del agua cuando el sistema sobrepasa la presión máxima de trabajo, recirculando la solución concentrada hacia el tanque de alimentación. Además se cuentan con tres manómetros para medir continuamente la presión del sistema.

1.3.3 Diagrama del sistema

En la figura 3.5 se presenta el diagrama general de funcionamiento del sistema de ultrafiltración trabajando con un arreglo en paralelo.

El influente se almacena en un tanque de alimentación y se bombea hacia un múltiple de conexión. Este conector recibe el agua de alimentación y la distribuye

hacia los cuatro módulos de filtración que operan mediante flujo tangencial. El agua permeada (flujo tangencial) es recogida en un tanque de permeado; mientras que el concentrado es conducido nuevamente al tanque de alimentación.

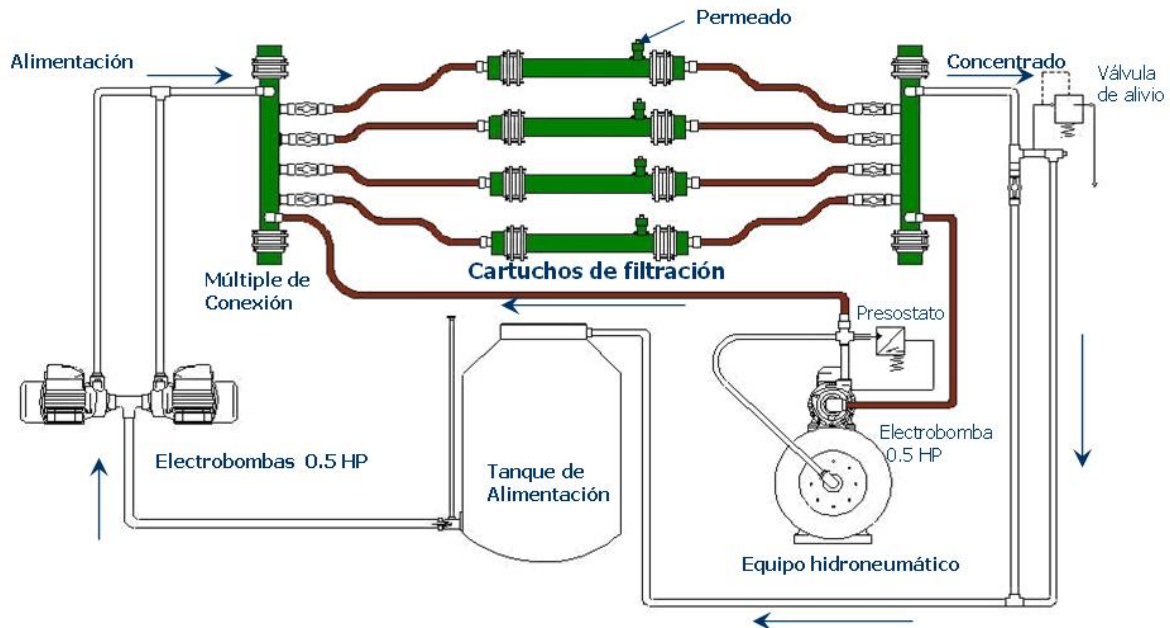


Figura 3.5. Diagrama general del sistema de ultrafiltración conectado en paralelo.

1.3.3.1 Elementos estructurales

Toda la estructura del sistema está construida con acero galvanizado inoxidable de perfil tubular rectangular. Los empalmes están unidos con soldadura eléctrica (Figura 3.6).



Figura 3.6. Armado de la estructura del sistema

1.3.3.2 Múltiple de conexión

El sistema cuenta con dos múltiples de conexión de dos entradas y cuatro salidas. El primer conector múltiple recibe el agua de alimentación de la bomba y del hidroneumático y la distribuye mediante mangueras hacia los cuatro módulos de filtración conectados en paralelo.

El segundo conector recibe el agua rechazada (concentrado) de los cuatro módulos de filtración y la recircula hacia el tanque de alimentación y el hidroneumático.

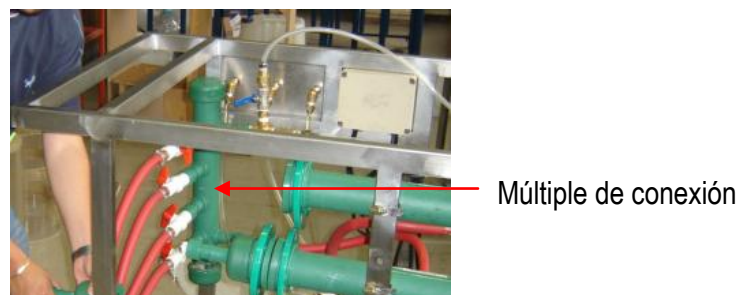


Figura 3.7. Múltiple de conexión.

1.3.3.3 Elementos de potencia

El equipo utiliza dos bombas periféricas de 0.5 HP. Cuando se trabaja únicamente con una bomba el equipo opera con una presión de 100 kPa. Cada bomba funciona con un gasto máximo de 38 L/min.

Las bombas cuentan con un interruptor a prueba de agua. El cuerpo de la bomba está hecho con hierro fundido. El motor de la bomba está sobredimensionado para soportar variaciones de voltaje. Tiene una protección térmica incorporada y un sistema de enfriamiento por medio de un ventilador.

La potencia de las bombas se determina considerando una pérdida de carga por fricción en tubería, la pérdida de carga en accesorios, se debe determinar la presión de operación máxima permisible (hp), la carga estática del nivel de descarga (he), y con ello se suman las pérdidas de carga y se determina la carga total del sistema.



Figura 3.8. Bombas empleadas en el sistema de ultrafiltración

Los cálculos para determinar la potencia requerida de la bomba se muestran en los anexos y los resultados se muestran en el punto 4.3.2.

Además, se incorporó un equipo hidroneumático para regular la presión del sistema. Consta de dos partes fundamentales, la primera es un tanque de presurización y la segunda es una bomba. (Figura 3.9)

El tanque tiene un diámetro de 300 mm y una altura de 333 mm. Consta de una conexión de entrada y una de salida para el agua. Las conexiones al hidroneumático son de 1 in.



Figura 3.9. Componentes del equipo hidroneumático

1.3.3.4 Sistema de control

El equipo cuenta con tres manómetros tipo bourdon (Figura 3.10) para medir continuamente la presión de las bombas y del hidroneumático.



Figura 3.10. Manómetro tipo Bourdon

El gasto es controlado mediante válvulas que regulan el flujo de permeado y concentrado hacia los tanques de permeado y concentrado respectivamente o bien al tanque de alimentación.

De igual forma opera con una válvula de desfogue, localizada en el punto más bajo de la instalación, lo que permite por gravedad la salida del agua total del equipo.

1.3.3.5 Módulo de membrana

Los módulos están contruidos a base de un material llamado tuboplus bicapa. Este tipo de material tiene las características de soportar altas presiones, no se corroe, es resistente a los golpes y maleable. Estos módulos están diseñados para operar mediante flujo cruzado (tangencial).

Una de las ventajas del proceso de filtración por membranas es esencialmente el flujo cruzado comparándolo con el flujo directo (Figura 3.11).

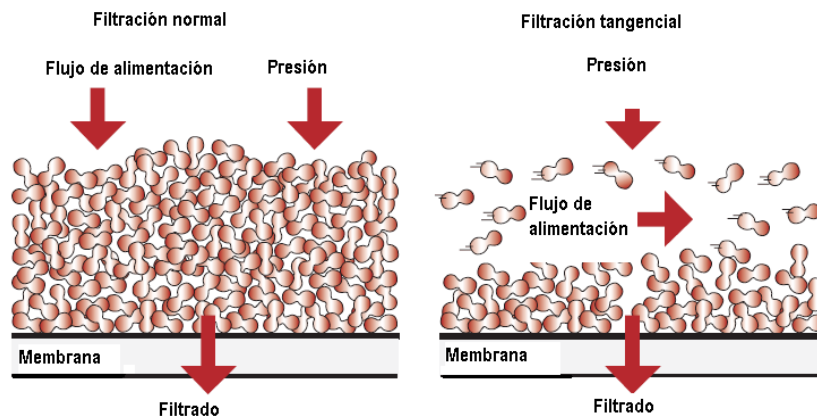


Figura 3.11. Filtración clásica y filtración tangencial. (adaptado de Rubin, 2002)

Las limitaciones de un filtrado directo (convencional) provocan que los medios filtrantes se tapen con mucha mayor rapidez que la filtración por flujo cruzado. Al aplicar el flujo cruzado sobre la superficie filtrante se provoca una autolimpieza en la superficie de la membrana, disminuyendo la frecuencia y los costos de limpieza (ACS Medio Ambiente).

1.3.3.6 Cartucho de membrana

El tipo de armado de la membrana con que opera el prototipo de ultrafiltración es una membrana de enrollamiento espiral. Este armado permite que el agua a filtrar recorra toda la membrana y la salida del permeado sea transversal al flujo y sea recogida en un colector lateral. Las ventajas de este tipo de armado es que se puede operar a altas presiones.

Los armados finales de los cartuchos (Figura 3.12) tienen forma de cilindro con dimensiones de 778 mm de largo por 124 mm de diámetro, de los cuales la membrana ocupa 474 cm de longitud, enrollada sobre un eje de 12.7 mm de diámetro, el cual tiene los orificios por donde se alimenta el influente a las membranas enrolladas en espiral. El área de membrana por cada cartucho es de 3080 cm².

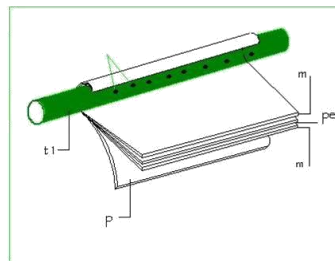


Figura 3.12. Enrollamiento de membrana en espiral en un cartucho de ultrafiltración

Se seleccionó una membrana sintética, sólida, orgánica, de tipo porosa, fabricada de acetato de celulosa, con un tamaño de poro de 0.01 a 1 μm .

El enrollamiento está formado por varias láminas rectangulares, que constituyen las membranas propiamente dichas, enrolladas alrededor de un eje cilíndrico provisto de perforaciones que permite la salida del agua a permear.

Cada cartucho consta de una lámina rectangular de una membrana semipermeable doblada a la mitad de forma que la capa activa queda en su exterior. Entre las dos mitades se coloca un tejido para recoger el permeado que atraviesa la membrana (Figura 3.13)

Encima de la capa activa de la membrana se coloca una segunda malla para repartir homogéneamente la solución de aporte sobre toda la superficie de la membrana, su forma cuadrículada garantiza un régimen de funcionamiento turbulento lo que reduce la posibilidad de obstrucción por elementos extraños. (Figura 3.16)

Para conseguir la separación entre el flujo de la solución de aporte y el permeado, se colocan, en los laterales de la lámina, cordones de pegamento entre el tejido colector del permeado y las membranas, de forma que penetre totalmente los tejidos quedando estos perfectamente sellados. (Figura. 3.14)

Los laterales del tejido colector del permeado se pegan de la misma manera al tubo central que es de material plástico (tuboplus) y va provisto de orificios.

El paquete así formado se enrolla alrededor del tubo central difusor (Figura 3.15) dando lugar a un cilindro al que se le colocan en sus extremos dos dispositivos plásticos para evitar su deformación, tras lo cual se recubre el conjunto con los módulos de ultrafiltración (Figura 3.18). El área de membrana por cartucho es de 3080 cm^2 .

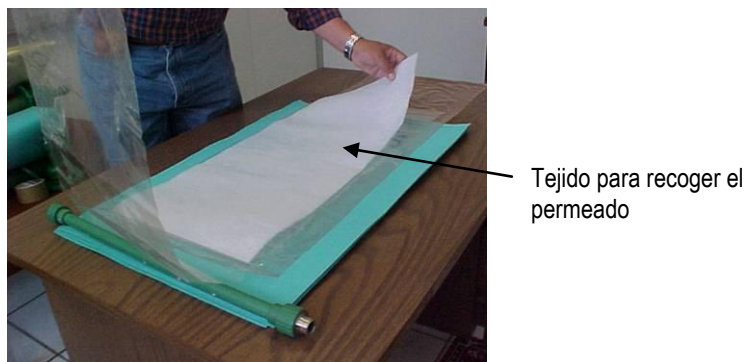


Figura 3.13. Embobinado de membrana en espiral de los cartuchos de ultrafiltración



1. Colocación de cordones pegamento en los laterales de la membrana inferior.



2. Colocación de la membrana superior.



3. Sellado de los extremos aplicando presión.



4. Sellado del extremo.

Figura 3.14. Sellado lateral de la membrana



Figura 3.15. Formación del paquete de membrana superior e inferior, con una sola salida del permeado.

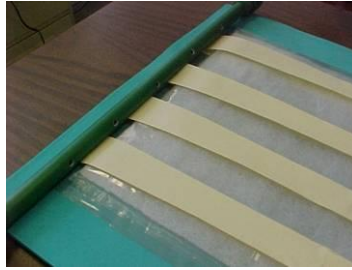


Figura 3.16. Colocación de envoltente y difusores del influente.



Figura 3.17. Enrollado de la membrana.

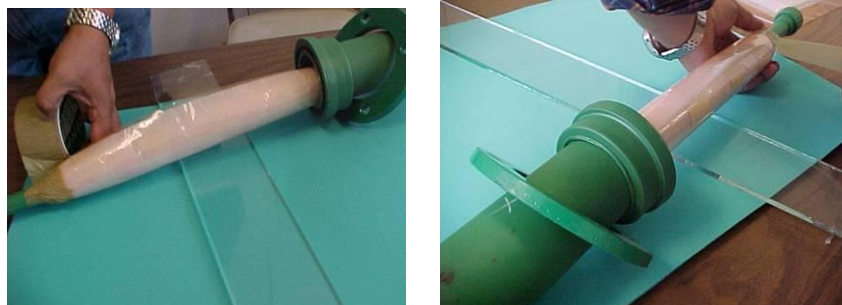


Figura 3.18. Sellado de la membrana enrollada y colocación en el cartucho.

1.3.3.7 Características de la membrana

Los cartuchos están diseñados con una membrana hidrofílica de acetato de celulosa, donación de la empresa UCB, Films, UK, con un diámetro de poro $0.1\mu\text{m}$, retiene partículas con un tamaño de 8000 Da ($1.3288 \times 10^{-23}\text{ kg}$). Requiere de elevadas presiones de trabajo para su operación. El tamaño de poro de la membrana es lo que determina hasta qué punto son eliminados los sólidos disueltos, la turbidez y los microorganismos. Las sustancias de mayor tamaño que los poros de la membrana son retenidas totalmente.

1.4 **Pretratamiento**

Para homogeneizar la calidad del agua proveniente de la Planta de Tratamiento de Ciudad Universitaria (PTAR) se diseñó y construyó un filtro de arena como pretratamiento previo a la ultrafiltración.

La función del filtro es disminuir la turbiedad, retener los microorganismos y los sólidos suspendidos en el agua antes de su paso por las membranas con el propósito de minimizar el incrustamiento y ensuciamiento.

Cabe mencionar que el agua que se utilizó en los ensayos es proveniente de un efluente secundario, es decir, se recolectó agua del efluente del filtro lento de arena de la PTAR de CU. Durante los ensayos no se utilizaron coagulantes ni floculantes.

El filtro está compuesto de una capa múltiple de arena y grava de tamaño graduado y profundidad determinada.

El principio de funcionamiento del filtro es el siguiente: El agua del efluente secundario es introducida en la parte superior del filtro, el agua cae por gravedad y desciende a través del lecho filtrante de arena. El filtrado se realiza al ir quedando atrapadas las partículas sólidas a lo largo del lecho filtrante.

El lecho filtrante es una cama de arena de tamaño graduado. Los contaminantes en el agua son capturados en la cama de arena para después recorrer una segunda cama de grava sílica.

Las partículas sólidas se van quedando retenidas en el lecho de arena. A medida que se incrementa la suciedad retenida se incrementa también la pérdida de carga del filtro.

El lecho filtrante de arena queda retenido dentro del filtro gracias a una segunda capa de grava.

Cuando el agua llega a la parte inferior se recoge en un colector de salida.

Posteriormente el agua filtrada pasa dentro del colector de descarga, ubicado en el fondo del filtro.

Finalmente el agua filtrada es conducida mediante una manguera hacia el tanque de alimentación del sistema de ultrafiltración (Figura 3.19).

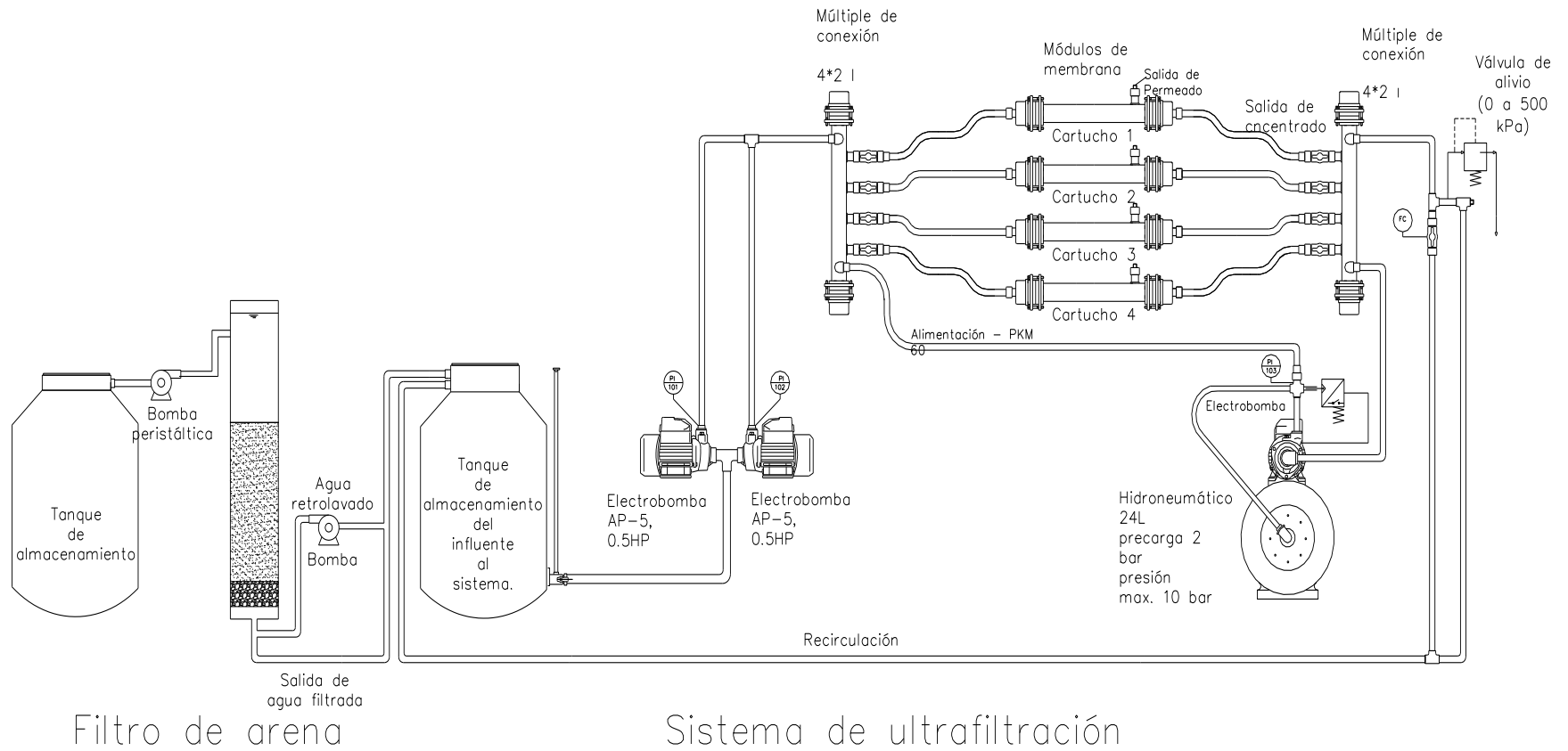


Figura 3.19. Esquema completo del equipo experimental.

1.4.1 Diseño del filtro de arena

Para el diseño del filtro, se determinó la tasa de filtración, la permeabilidad y la granulometría de las capas de arena y grava. Asimismo se determinó la altura de cada estrato de lecho filtrante.

El diseño del filtro, se realizó básicamente empíricamente con base en las experiencias de múltiples autores (Tabla 3.1).

Tabla 3.1. Referencias bibliográficas empleadas para el análisis y diseño del filtro de arena

Parámetro	Valor recomendado por el autor	Valor obtenido en el diseño	Autor
Tasa de filtración	5 a 21 m/h (33 a 250 L/min)	9.6 m/h (160 L/min)	Schulz, (1990)
Tasa de filtración	2 a 15 m/h (33 a 250 L/min)	9.6 m/h (160 L/min)	Jiménez Cisneros, (2002)
Fuerza motriz	<ul style="list-style-type: none"> • Por gravedad • A presión 	Por gravedad	
Espesor lecho de grava	20 a 30 cm	21 cm	Van Dijk, J. C., Oomen, J. H. C. M. (1978)
Espesor de lecho de arena	90- 110 cm	100 cm	
Espesor de lecho de grava	20 a 30 cm	21 cm	Wegelin, Martin, (1988).
Tamaño específico D ₁₀	0.3 a 0.7 mm	0.373 mm	Custodio, Emilio, (1983).
Coefficiente de uniformidad Cu	1.5 a 3	1.66	

El parámetro más importante en el diseño es la tasa de filtración que se expresa en unidades de volumen*área/tiempo, el valor usual recomendado es de 160 L/m²*min, así, si se conoce el caudal que se desea producir o tratar, el problema se centra en obtener el área de filtración.

En nuestro caso el área de filtración se determinó fácilmente que de acuerdo con las características del filtro es igual a:

$$\text{Diámetro} = 24 \text{ cm} = 0.24 \text{ m}$$

$$A = \pi * r^2$$

Aplicando:

$$A = 3.1416 * 0.12^2 = 0.048 \text{ m}^2$$

1.4.2 Tasa de filtración.

Para operar el filtro de estas características a la tasa de filtración recomendada es necesario mantener la proporcionalidad del gasto, es decir, la tasa de filtración implica una operación a un gasto de 160 L/min por m² de área de filtro.

Como nuestro filtro tiene solo 0.045 m² entonces el gasto correspondiente es de:

$$160 \text{ L/min} * 0.045 = 7.2 \text{ L/min}$$

Al aplicar 7.2 L/min en un filtro de 0.045 m² se conserva la velocidad de operación en 0.160 m/min del mismo modo que se aplica 160 L/min en 1 m².

1.4.3 Armado del filtro

La base del filtro está construida con material de hierro. El cuerpo del filtro es de sección circular y las paredes están hechas con acrílico. (Figura 3.20)



Figura 3.20. Filtro de arena.

Se colocaron válvulas en el filtro, una en la parte superior que controla la entrada del influente y otra en la parte inferior en el punto más bajo del filtro que es por donde se regula la salida del filtrado. (Figura 3.21)

El agua de alimentación llega por la válvula superior del filtro y para conducir el agua a este nivel se utiliza una bomba peristáltica.

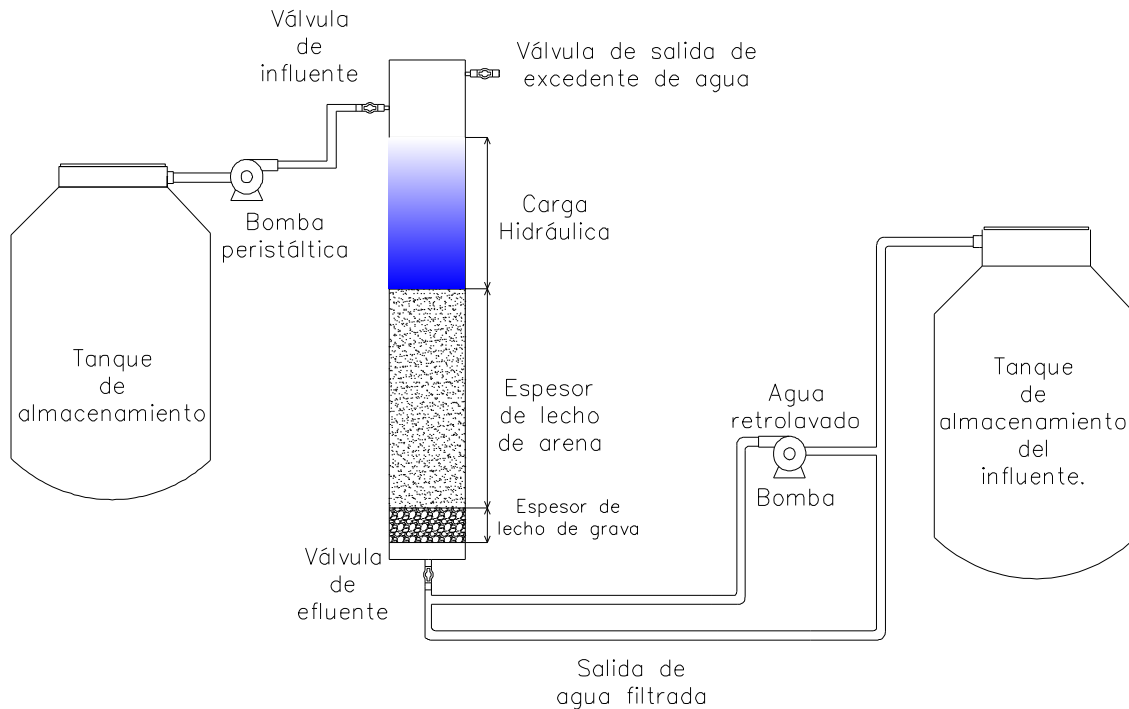


Figura 3.21. Diagrama del filtro de arena.

En la parte inferior se colocó un soporte circular de acrílico de aprox. 1.5 cm de espesor el cual sostiene el peso de la arena y la grava. Consiste en una placa filtrante hecha de acrílico, colocada en la parte inferior del filtro y por encima de la válvula de salida de agua filtrada.

Los cortes del acrílico fueron hechos con maquinaria especial (torno) con ayuda del personal del Laboratorio de Ingeniería Mecánica del Edificio 12 "Ing. Bernardo Quintana Arrijoja" del Instituto de Ingeniería de la UNAM.

El soporte posee perforaciones para permitir lentamente la salida del agua. Con ello se consigue una gran uniformidad en la distribución del agua en el filtro, evitando la creación de canales preferenciales, reduciendo la pérdida de carga y, en consecuencia, prolongando el tiempo de colmatación del filtro considerablemente.

Encima del soporte se colocó una fibra que evita el paso de la arena hacia el colector de descarga.

Se marcaron las alturas de los lechos de arena y posteriormente se puso un lecho de grava de tamaño espesor determinado. Encima de la capa de grava se colocó un segundo lecho de arena. (Figura 3.22)

Cabe mencionar que para la obtención de la grava sílica se realizó una búsqueda de posibles proveedores y se consiguió que fuera donada por personal de Geotecnia perteneciente al Instituto de Ingeniería de la UNAM.



Figura 3.22. Capa de grava y arena del filtro.

Una vez que se colocaron las capas de grava y arena se extrajo todo el aire atrapado en el filtro.

Para desplazar el aire atrapado en el filtro se llenó de agua totalmente por encima de la capa de arena, se hizo un retrolavado y se golpeó suavemente las paredes del filtro para facilitar la salida de las burbujas de aire. (Figura 3.23).



Figura 3.23. Expulsión de aire en la cama de arena.

1.4.4 Lavado de la arena y la grava

Antes de colocar la grava y la arena en el interior del filtro, se lavaron con agua los materiales en unos contenedores durante aproximadamente 30 minutos hasta que la coloración del agua fuera casi nula.

1.4.5 Características del filtro

En el diseño del filtro de arena se determinó la tasa de filtración, la constante de permeabilidad, la clase de permeabilidad y la granulometría del lecho de arena.

Asimismo se midió la altura de cada estrato de lecho filtrante (grava y arena) y se calculó el área transversal del filtro.

1.4.5.1 Granulometría

Debido a que permeabilidad es una propiedad del medio poroso que depende en gran medida de la distribución de tamaños y del tamaño mismo de las partículas del medio; para la construcción del filtro fue necesario realizar pruebas de granulometría con la arena empleando el siguiente procedimiento:

Se realizó por vía seca a través de un cribado sucesivo de siete mallas. Las mallas empleadas son 18, 20, 30, 40, 50, 60, y 100 y el peso total de la arena es de 210 gr. No se efectuó cuarteo de la muestra por tener características homogéneas y tener un tamizado preliminar, la duración de la prueba es de una hora y la muestra retenida en cada uno de los tamices se pesó. (Figura 3.24)

Con los pesos retenidos en las siete mallas se calculó el porcentaje de material que pasa por cada una y se construyó la curva granulométrica.

Procedimiento empleado para la realización de la prueba de granulometría:

- a) Se midió el peso inicial de la muestra de arena.
- c) Se ordenaron los tamices en el orden siguiente: #18, #20, #30, #40, #50, #60, #100, bandeja.
- d) Se colocó la cantidad de agregado pesado en la parte superior de los tamices previamente ordenados. Posteriormente se taparon y se puso en marcha el vibrador por espacio de un minuto aproximadamente.
- e) Se pesó el material retenido en cada tamiz y el que se quedó en la bandeja, se anotó esto en la hoja de datos. Se guardó el material sobrante. Nota: Se utilizó la misma balanza para pesar los agregados antes y después de pasarlos por los tamices de manera que se disminuyeran los errores de instrumentación.
- f) Se calculó el por ciento retenido, por ciento retenido acumulado y el por ciento pasando en cada tamiz.



Figura 3.24. Realización del tamizado con diferentes mallas.

Con los porcentajes que pasan a través de cada tamiz se trazó la curva de granulometría de la arena.

A partir de la curva de distribución granulométrica, se obtuvieron diámetros característicos tales como el D_{10} , D_{85} etc. El D se refiere al tamaño del grano, o diámetro aparente de la partícula de suelo y el Subíndice (10-85-60,etc) denota el porcentaje de material más fino. Por ejemplo, D_{10} igual a 0.373 mm, significa que el 10% de los granos de la muestra son menores en diámetro que 0.373 mm.

1.4.5.2 Coeficiente de permeabilidad

Se usó la prueba de permeámetro a carga constante, la cual es una técnica directa por basarse en pruebas cuyo objetivo fundamental es la medición de tal coeficiente.

Se estableció una altura H de 1.45 m, 1.63 m y 1.81 m en el filtro y con cada una de estas alturas se determinó el tiempo necesario para llenar veinte litros (Figura 3.25).

Se determinó el coeficiente de permeabilidad (k) de la arena del filtro empleando la ley propuesta por Darcy, utilizando la ecuación (2.7).

Para determinar la permeabilidad se realizaron los siguientes pasos:

- a) Se cerró totalmente la llave de efluente del filtro.
- b) Se llenó completamente de agua el filtro y se dejó saturar la arena durante 24 horas
- c) Se calculó el área del filtro.
- d) Se marcaron tres cargas hidráulicas a diferentes alturas.
- e) Se abrieron las válvulas de entrada y salida del filtro y se mantuvo el nivel de agua constante para cada carga hidráulica.
- f) Se midió con un cronómetro el tiempo de filtrado en incrementos de 1 litro hasta obtener 20 lecturas.
- g) Con estos datos se determinó el gasto y el flux del filtro.

Posteriormente de la fórmula de Darcy se despejó el coeficiente k:

$$\frac{Q}{A} = K \left(\frac{H}{L} \right)$$

$$k = \frac{V}{i} = \frac{V * L}{H} = \frac{Q * L}{H * A} = \frac{vol * L}{H * A * t}$$

$$k = \frac{vol * L}{H * A * t} \Rightarrow \frac{Q}{A} = K \left(\frac{H}{L} \right)$$

de donde:

vol=	0.001	m ³	Volumen
L=	1.23	m	Longitud del lecho de arena
H1=	1.45	m	Carga hidráulica constante
H2=	1.63	m	Carga hidráulica constante
H3=	1.81	m	Carga hidráulica constante
A=	0.048	m ²	Área de la muestra

Se determinó el coeficiente de permeabilidad graficando los puntos Q/A contra H/L y trazando la línea de tendencia que mejor se ajusta a la ecuación lineal con ordenada al origen y =mx

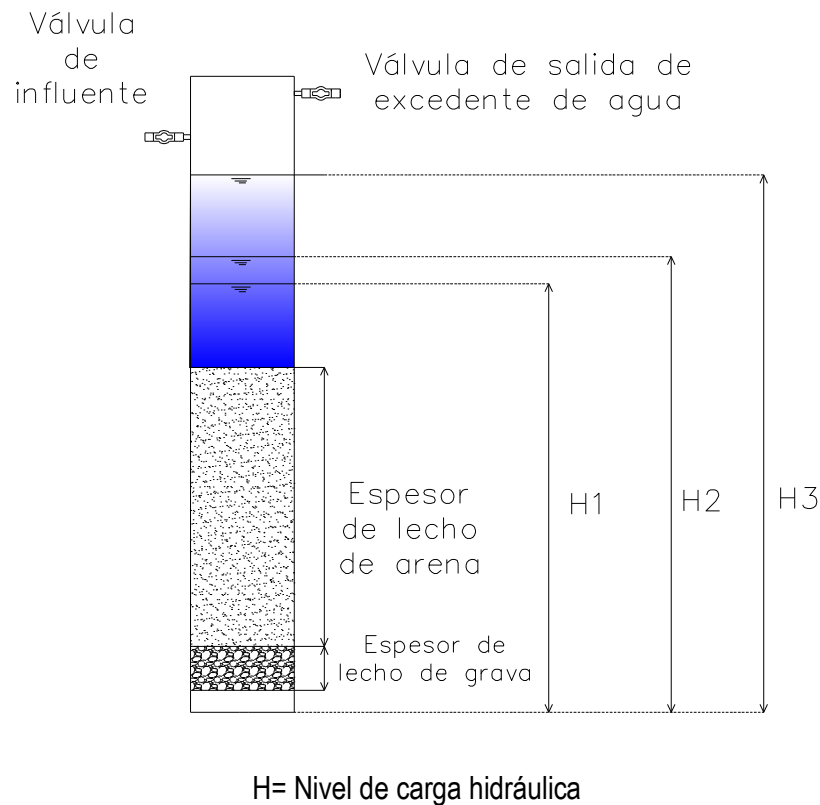
De donde:

$$y = mx$$

$$\frac{Q}{A} = K \left(\frac{H}{L} \right)$$

$$y = \frac{Q}{A} \quad m = K \quad x = \left(\frac{H}{L} \right)$$

Al obtener la pendiente de la línea de tendencia se igualó con la constante de permeabilidad k.



H1=	1.45	m	Carga hidráulica constante
H2=	1.63	m	Carga hidráulica constante
H3=	1.81	m	Carga hidráulica constante

Figura 3.25. Representación de las cargas hidráulicas del filtro

1.4.6 Retrolavado del filtro.

El final del ciclo de filtrado se alcanza cuando se produce una pérdida de carga prefijada a través del lecho filtrante, es decir cuando la diferencia de niveles es muy grande. Una vez que se alcanza ésta condición, el filtro se lava a contracorriente para eliminar las materias que se han acumulado en el lecho filtrante granular (Figura 3.26).

La clave para una buena remoción de contaminantes con el filtro de grava y arena es la efectiva remoción de los contaminantes capturados por la cama de arena, comúnmente mencionado como “retrolavado”.

Mientras el material coloidal o suspendido es aplicado a la arena, las partículas empiezan a congregarse en los 75 mm de la superficie y a obstruir los espacios porosos formando una costra en la superficie (Figura 3.27). En la medida que los poros llegan a estar obstruidos, el agua ya no pasará a través de la arena. En este punto la capa superficial de arena requiere mantenimiento, se desprende, se limpia y se repone.

Durante la operación de retrolavado se permite que el agua del lavado sea distribuida en forma uniforme en toda la cama de arena, sin dejar espacios ni puntos muertos. Esto asegura que la arena sea levantada y lavada uniformemente para liberarla de contaminantes de una forma eficiente.

El propósito de la grava es reducir la alta velocidad del agua de retrolavado y crear un flujo muy uniforme, capaz de elevar suavemente la arena en la forma más eficiente posible.



Figura 3.26. Retrolavado del filtro



Figura 3.27. Costra formada en la parte superior del filtro.



Figura 3.28. Resquebrajamiento de la costra formada en la parte superior del filtro.

1.4.7 Pruebas de hermeticidad del filtro de arena.

Se realizaron pruebas preliminares a diferentes cargas hidráulicas para evitar fugas de agua, pérdidas de presión y los accesorios estén instalados en forma adecuada. Para esto se dejó el filtro lleno con agua durante 24 horas, y se compararon los niveles de agua para corroborar la hermeticidad del mismo.

Para lograr la hermeticidad del filtro se realizó el sellado de todas las fugas existentes en las válvulas y accesorios del sistema.

Las fugas se sellaron utilizando diferentes materiales como lo es cinta teflón y silicón.

1.4.8 Pruebas de remoción de contaminantes del filtro de arena.

Se realizaron pruebas para determinar la remoción de contaminantes del filtro. Para esto se midieron algunos parámetros (conductividad eléctrica, color, pH, turbiedad y temperatura) a la entrada y salida del filtro.

1.5 Caracterización del agua de la PTAR de Ciudad Universitaria.

Los parámetros de la calidad del agua del efluente de la planta de tratamiento de ciudad universitaria se muestran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Características del agua de la PTAR de Ciudad Universitaria.

Parámetro	Valor	Unidad
DBO ₅	50	mg/L
DQO	250-300	mg/L
Sólidos Suspendidos	150-200	G
pH	7.8	unidades

1.6 Arranque del sistema

Para el arranque del sistema se realizó el sellado de todas las fugas existentes en los cartuchos de ultrafiltración, para ello se sellaron todos los cartuchos con material tuboplus fundido. (Figura 3.29)

De igual forma se realizó el sellado de fugas en las conexiones de toda la tubería e instalación del sistema; esto se realizó colocando empaques en el sistema, utilizando cinta teflón, parafilme y apretando las abrazaderas y conexiones del equipo.



Figura 3.29. Sellado de los cartuchos.

1.6.1 Pruebas hidráulicas en el sistema

Se realizaron pruebas preliminares hidráulicas con y sin membrana para determinar que no existan fugas de agua, pérdidas de presión, que los equipos operen correctamente y los accesorios estén instalados en forma adecuada.

Para el arranque del sistema se realizó el sellado de todas las fugas existentes en los cartuchos de ultrafiltración, en los accesorios y en la tubería del sistema. (Figura 3.30)

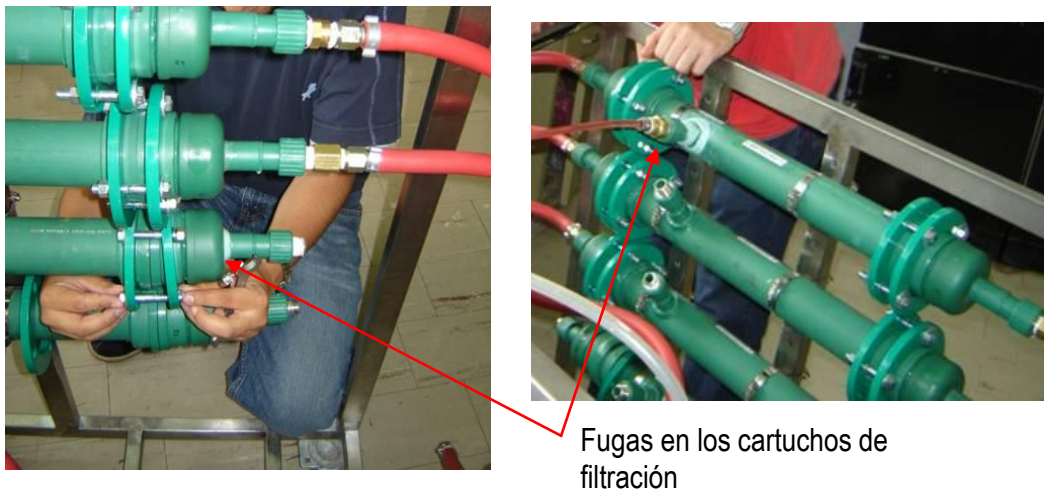


Figura 3.30. Localización de fugas en los cartuchos.

1.6.2 Flux de permeado del sistema de ultrafiltración.

Se realizaron pruebas utilizando agua potable. Las pruebas se basaron en el tiempo de llenado de 40 litros de permeado con un solo módulo en operación.

Se requirió 120 litros en cada prueba para el llenado del tanque de alimentación del sistema.

Estas pruebas sirvieron de base para determinar el flux de permeado de los cartuchos. Se utilizó un cronómetro y un tanque aforado para la recolección del permeado. Para esto, se midió el área de la membrana, el tiempo de llenado del permeado en incrementos de 1 litro, hasta conseguir 40 lecturas, es decir hasta que el tanque de permeado alcanzó los 40 litros (Figuras 3.31 y 3.32)

En cada lectura se midió la presión de operación, el tiempo y el volumen de permeado.

El flux de permeado se determinó dividiendo el volumen de agua permeada entre el tiempo de llenado y el área de la membrana.

$$\text{Flux} = \text{Volumen} / (\text{Área} \times \text{Tiempo})$$

De donde el $\text{Área}_{\text{membrana}}$ es igual a 0.3080 m^2 y el tiempo es el medido en el llenado del permeado en incrementos de un litro.



Figura 3.31. Medición de tiempo de llenado.



Figura 3.32. Toma de lecturas.

1.6.3 Ensayos del recorrido del agua a través de los cartuchos.

Se realizaron pruebas utilizando colorantes para observar físicamente el recorrido del flujo de agua en los cartuchos. Para ésta prueba se utilizó agua natural.

1.6.4 Armado de los cartuchos con empleando diferentes materiales.

Se probaron diferentes pegamentos para lograr un óptimo sellado y una buena adherencia entre la membrana y el hule de PVC.

Se visitó el Instituto de Materiales de la UNAM para realizar una búsqueda de plásticos o hules que permitieran realizar el armado de los cartuchos.

Se efectuaron pruebas de pegado por temperatura para unir la membrana con el PVC utilizando un equipo de termofusión. (Figura 3.33)

Se utilizaron métodos mecánicos para unir los materiales utilizando para esto se intentó coser el extremo de la membrana con el hule de PVC y se realizaron pruebas de hermeticidad.



Figura 3.33. Aparato de termofusión.

1.6.5 Armado final de los cartuchos

Se realizó el armado de los cartuchos aplicando resina epóxica en los extremos del tubo difusor, posteriormente se probaron los cartuchos sin el módulo o cubierta de material tuboplus; esto se hizo con la finalidad de observar físicamente las posibles fugas en los cartuchos.

Una vez que se pudo conocer las variables de operación para un solo cartucho, el siguiente paso fue realizar diferentes arreglos con los módulos y determinar las variables de operación de cada armado, los consumos de energía y las características del agua del influente y el efluente.

1.6.6 Determinación teórica de pérdidas de presión en el sistema.

Se determinaron teóricamente las pérdidas por presión en diferentes tipos de arreglos del sistema. El sistema cuenta con 4 cartuchos que se pueden conectar en paralelo, en serie o una combinación de estos.

Para calcular las pérdidas por presión, se consideró las pérdidas por carga estática, pérdidas de carga por efecto de fricción y pérdidas de carga por accesorios.

1.7 Pruebas de eficiencia de remoción utilizando diferentes arreglos en los cartuchos.

Se realizaron 4 arreglos con los módulos del sistema (simple, paralelo, serie y una combinación de los dos últimos). Con estos arreglos, se realizaron pruebas para conocer el flux de permeado; se midieron algunos parámetros (Tabla 3.1) para caracterizar el agua en diferentes puntos del sistema como lo son el influente, rechazo y permeado.

Para esto se evaluaron los resultados en términos de conductividad eléctrica, color sólidos suspendidos, sólidos suspendidos, temperatura, DQO, y coliformes.

1.7.1 Parámetros medidos y técnicas

Los parámetros medidos en la caracterización del influente, rechazo y permeado del sistema se listan en la tabla 3.3:

Tabla 3.3. Parámetros medidos y técnicas

PARÁMETRO	MÉTODO	EQUIPO
Coliformes totales	NMX-AA-102-SCFI-2006	Unidad de filtración
Coliformes fecales	NMX-AA-102-SCFI-2006	Unidad de filtración
Sólidos supendidos	NMX-AA-034-SCFI-2001	Estufa y mufla eléctrica
Sólidos disueltos	NMX-AA-034-SCFI-2001	Estufa y mufla eléctrica
Conductividad	NMX-AA-093-SCFI-2000	Conductivimetro Hach
Turbiedad	NMX-AA-038-SCFI-2001	Espectrofotómetro Hach DR/2000
Color	NMX-AA-017-1980	Espectrofotómetro Hach DR/2000
DQO	NMX-AA-030-SCFI-2001	Espectrofotómetro Hach DR/2000
Temperatura	NMX-AA-017-1980	Conductivimetro Hach

1.7.1.1 Determinación de DQO.

Para la determinación de DQO se utilizó el método de reflujo cerrado con base en la NMX-AA-030-SCFI-2001.

Todas las muestras se digirieron durante 2 horas y posteriormente se leyó en un espectrofotómetro a 600 nm.

Se trazó la curva de calibración (Figura 3.34) empleando las siguientes concentraciones 0, 10, 20, 30, 40, 60, 80, 100, 150, 200, 300, 400, 500, 600, 700, 800 mg/L de DQO; se determinó la absorbancia por espectrofotometría obteniendo los siguientes datos:

Tabla 3.4. Datos para la determinación de la curva de calibración de DQO

CONCENTRACIÓN mg/L	ABSORBANCIA
0	0
10	0.0105
20	0.023
40	0.031
60	0.037
80	0.041
100	0.049
150	0.069
200	0.082
300	0.137
400	0.162
500	0.214
600	0.258
700	0.2883
800	0.3283
900	0.3683
1000	0.4083
1100	0.4483
1200	0.4883
1300	0.5283
1400	0.5683
1500	0.6083

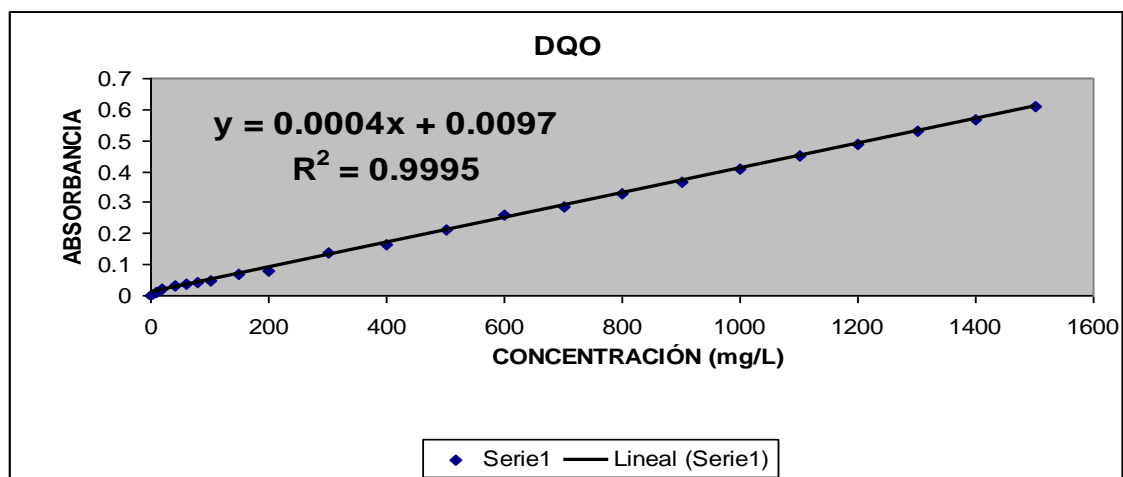


Figura 3.34. Curva de calibración

1.7.2 Pruebas realizadas con los módulos en paralelo.

Se realizó el armado en paralelo de los módulos (Figura 3.35), se realizaron pruebas para determinar el flux de permeado del arreglo y se midieron los parámetros de la tabla 3.3 para determinar la calidad del influente, rechazo y permeado del sistema.

En la realización de las pruebas se utilizó un arreglo en paralelo empleando 4 cartuchos, se midió la presión en diferentes puntos del sistema y determinó el costo de tratamiento en términos consumo de energía.

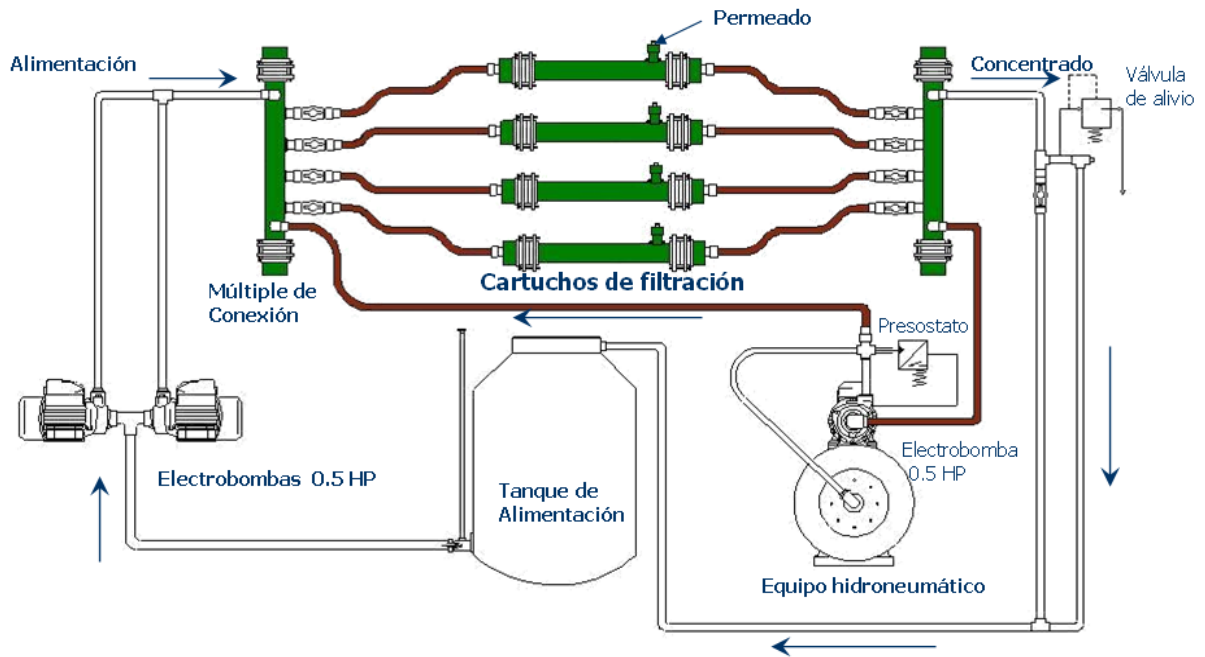


Figura 3.35. Armado del equipo en paralelo

1.7.3 Pruebas realizadas con los módulos en serie.

Se realizó el armado en serie de los módulos; con este arreglo, se realizaron pruebas para conocer el flux de permeado; y se determinaron parámetros para establecer la calidad del agua del influente, rechazo y permeado del sistema (Figura 3.36).

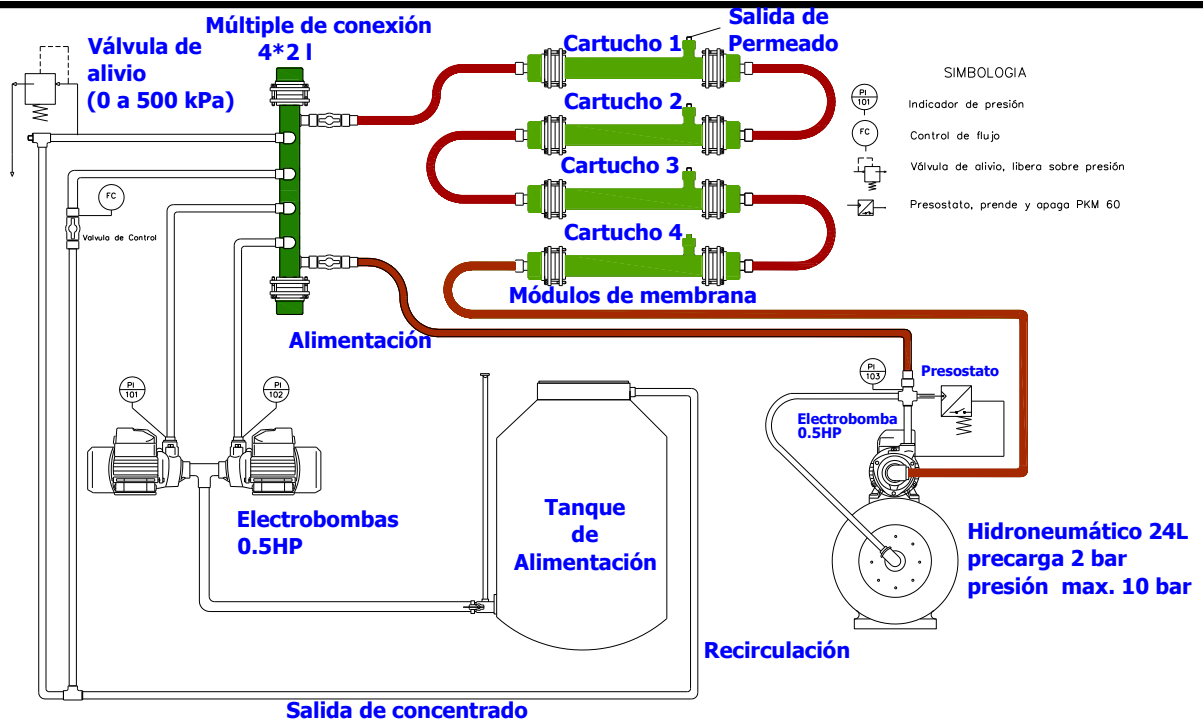


Figura 3.36. Armado del equipo en serie.

1.7.4 Pruebas realizadas con los módulos en serie y paralelo.

Se realizó el armado en serie y paralelo de los módulos y se realizaron pruebas para determinar el flux de permeado, además se midieron parámetros para caracterizar el agua del influente, rechazo y permeado del sistema (Figura 3.37)

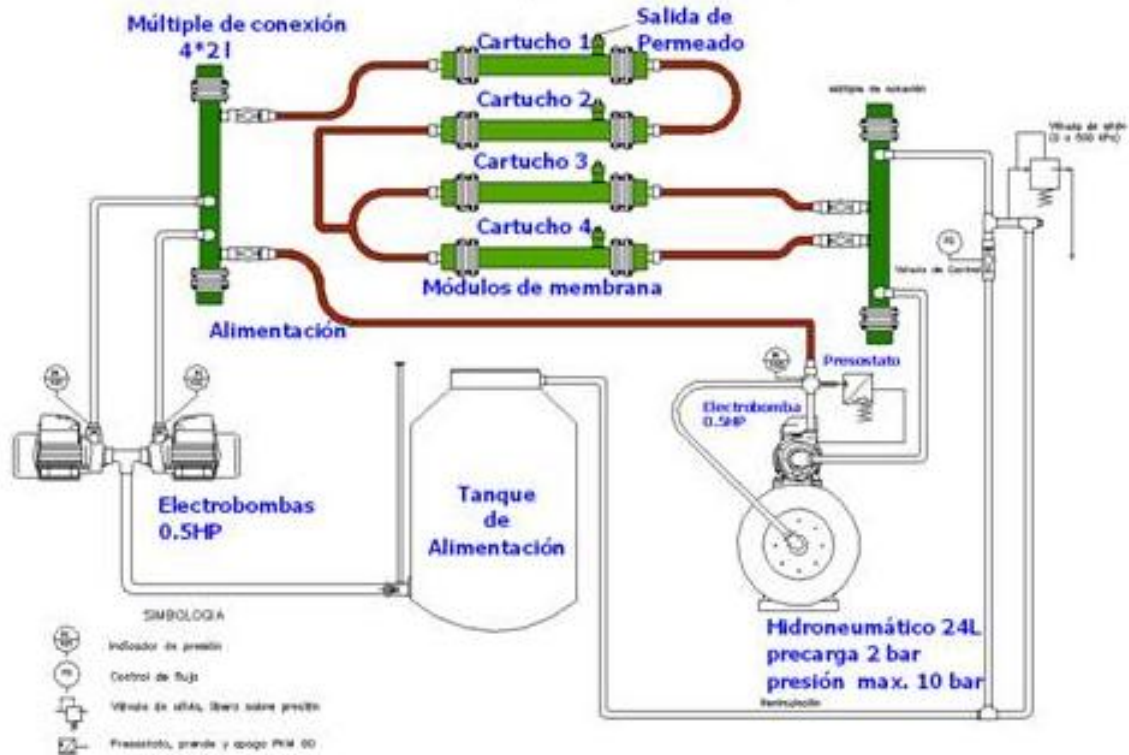


Figura 3.37. Armado del equipo en serie y paralelo

1.7.5 Costos de consumo de energía

Se determinó el costo de consumo de energía del sistema estimado durante las pruebas para cada arreglo, considerando que el costo por kilowatt-hora de energía consumida es de \$ 1.055 en la Ciudad de México.*

El tiempo es fundamental en el trabajo que realiza un aparato eléctrico y por esto se introdujo el concepto de potencia, que se define como la rapidez con la que se realiza un trabajo o como la energía por unidad de tiempo.

El equipo de ultrafiltración trabaja en un rango de 1100 V a 125 V y consume la cantidad de 1110 W de potencia.

El consumo se refiere al consumo por hora, de tal modo que son 1110 watts por hora, y por lo tanto, si el equipo permanece encendido por 1 hora su consumo será de 1110Wh igual a 1.11 kWh.

* Fuente : Luz y Fuerza del Centro. Datos de marzo de 2008.

Una vez obtenido el consumo total, el siguiente paso es determinar el costo en dinero, actualmente en la Ciudad de México, el costo por kW es de \$1.05/kWh.

$$1,11 \text{ kWh} \times \$ 1.05/\text{kWh} = \$1,17105 \text{ hora}$$

Ahora bien para la etapa simple en una hora se filtraron 7.65 litros; entonces 7.65 litros costaron \$1,17105.

Haciendo una regla de proporcionalidad para un litro, obtenemos un costo por litro de \$0.1531

Los consumos para los demás arreglos se calcularon de forma similar y los resultados se muestran en la tabla 4.15.

CAPÍTULO IV

1 RESULTADOS

1.1 *Pruebas preliminares con la membrana*

Se realizaron pruebas preliminares para determinar la permeabilidad de la membrana, para esto, se filtró agua potable utilizando un equipo experimental (figura 3.2) que permitió controlar las variables de operación (presión y área de permeado de la membrana). Durante los ensayos, se midió el área de permeado, el tiempo de realización de la prueba y el volumen de permeado. Se mantuvo una presión constante a 100 kPa y se realizaron 4 ensayos para corroborar los resultados. Los datos obtenidos se muestran en las tablas siguientes:

Resultados Prueba 1

Para la determinación del volumen de permeado se pesó la cantidad de agua permeada, se midió la temperatura y con la densidad del agua obtenida de la tabla 4.1 se determinó el volumen de permeado.

Cabe mencionar que este método sólo se utilizó para la caracterización de la membrana empleando el módulo de placas.

Presión	100	kPa
Temperatura	25.1	°C
Radio del área de permeado	2.5	cm
Duración de la prueba	211.8	min
CALCULOS		
Peso del agua	3.0308	g

Tabla 4.1. Densidad del agua a diferentes temperaturas

Temperatura °C	Densidad g/cm ³
0	0.99987
2	0.99997
4	1
6	0.99997
8	0.99988
10	0.99973
12	0.99952
14	0.99927
16	0.99897
18	0.99862
20	0.99823
22	0.9978
24	0.99733
26	0.99681
28	0.99626
30	0.99568

Graficando de la tabla anterior la densidad contra la temperatura obtenemos la siguiente curva:

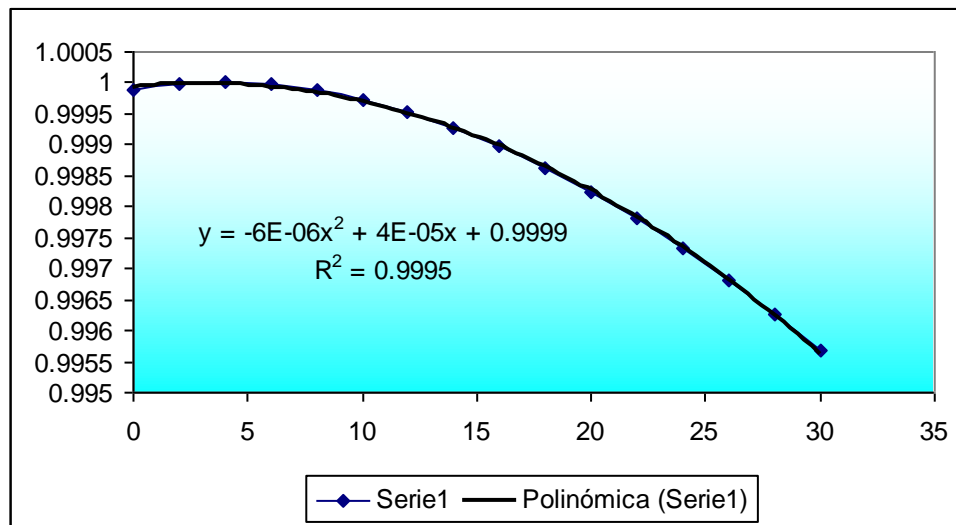


Figura 4.1. Variación de la densidad del agua a diferentes temperaturas

De la curva anterior se obtiene la densidad del agua a 25.1 °C que es igual a 0.9971 g/cm³. Con este dato y con el peso del agua medido (3.0308 g) se determinó el volumen de agua permeada.

El flux de permeado se determinó dividiendo el volumen de agua permeada entre el tiempo de duración de la prueba y el área de la membrana. Los resultados obtenidos se muestran en la siguiente tabla:

Densidad del agua	0.9971	g/cm ³
Volumen de agua permeada	3.0395	cm ³
	3.0395	ml
Área de permeado	39.27	cm ²
Gasto	0.014351	mL/min
Flux	3.65E-04	mL/min*cm ²
	0.219	L/h*m ²
Relación de flux prototipo	0.0391	mL/min*cm ²
	23.45	L/h*m ²

De forma similar y utilizando la tabla 4.1 se realizaron tres pruebas para corroborar los resultados:

Resultados prueba 2:

Presión	100	kPa
Temperatura	25.1	°C
Radio del área de permeado	2.5	cm
Tiempo prueba	211.8	min
CÁLCULOS		
Peso del agua	3.0308	g
Densidad del agua	0.9971	g/cm ³
Volumen de agua permeada	3.0395	cm ³
	3.0395	mL
Área de permeado	39.27	cm ²
Gasto	0.014351	mL/min
Flux	3.65E-04	mL/min*cm ²
	0.219	L/h*m ²
Relación de flux prototipo	0.0391	mL/min*cm ²
	23.45	L/h*m ²

Resultados prueba 3:

Presión	100	kPa
Temperatura	23.5	°C
Radio del área de permeado	2.5	cm
Tiempo prueba	120	min
CÁLCULOS		
Peso del agua	2.0239	G
Densidad del agua	0.9975	g/cm ³
Volumen de agua permeada	2.0289	cm ³
	2.0289	mL
Área de permeado	39.27	cm ²
Gasto	0.01690765	mL/min
Flux	4.31E-04	mL/min*cm ²
	0.258	L/h*m ²
Relación de flux prototipo	0.0460	mL/min*cm ²
	27.63	L/h*m ²

Resultados prueba 4:

Presión	100	kPa
Temperatura	25	°C
Radio del área de permeado	2.5	cm
Tiempo prueba	60	min
CÁLCULOS		
Peso del agua	1.0132	G
Densidad del agua	0.9972	g/cm ³
Volumen de agua permeada	1.0161	cm ³
	1.0161	mL
Área de permeado	39.27	cm ²
Gasto	0.01693493	mL/min
Flux	4.31E-04	mL/min*cm ²
	0.259	L/h*m ²
Relación de flux prototipo	0.0461	mL/min*cm ²
	27.67	L/h*m ²

Promediando los resultados de las 4 pruebas se obtuvo un flux de permeado de la membrana de 26.57 L/h*m²

1.2 Sistema de ultrafiltración

1.2.1 Funcionamiento del sistema de ultrafiltración.

La instalación de ultrafiltración quedó formada por un bloque de módulos filtrantes con una capacidad de 1.5 m³/día el cual es suficiente para una dotación de agua potable para 8 personas, o suministra el requerimiento diario de 2 litros de agua de bebida para 750 personas.

1.2.2 Elementos de potencia

La potencia de las bombas se determinó considerando una pérdida de carga por fricción en tuberías hf, de 15.051m, la pérdida de carga en accesorios de 10.680 m, calculando una presión de operación máxima permisible (hp) de 100 kPa, con una carga estática del nivel de descarga (he), de 1.5 mca con lo que se obtiene la Carga total del sistema (HT = hp + he + hfT), 37.43 mca. Con ello la potencia de bomba, resultó de 0.29 HP, por lo que fueron seleccionadas de 0.5 HP.

La curva de operación de la bomba se muestra en la figura 4.2

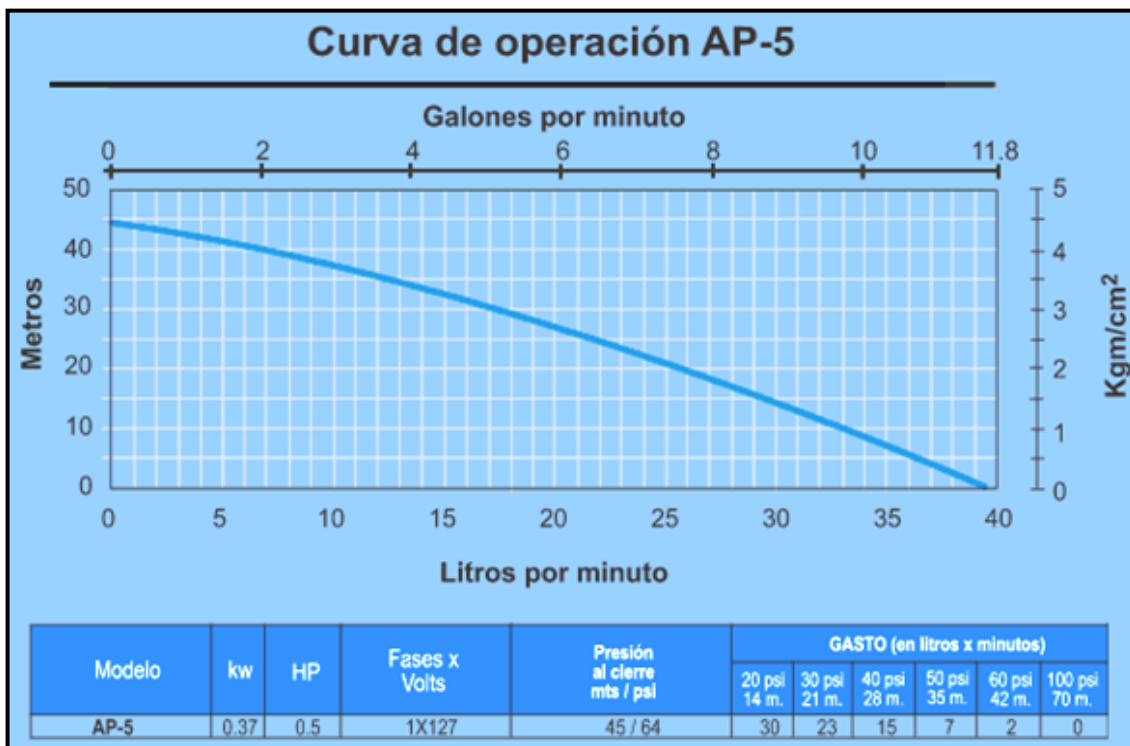


Figura 4.2. Curva de operación de la bomba.

1.2.3 Módulo de membrana

Las dimensiones del armado final de los cartuchos se muestran en la siguiente figura:

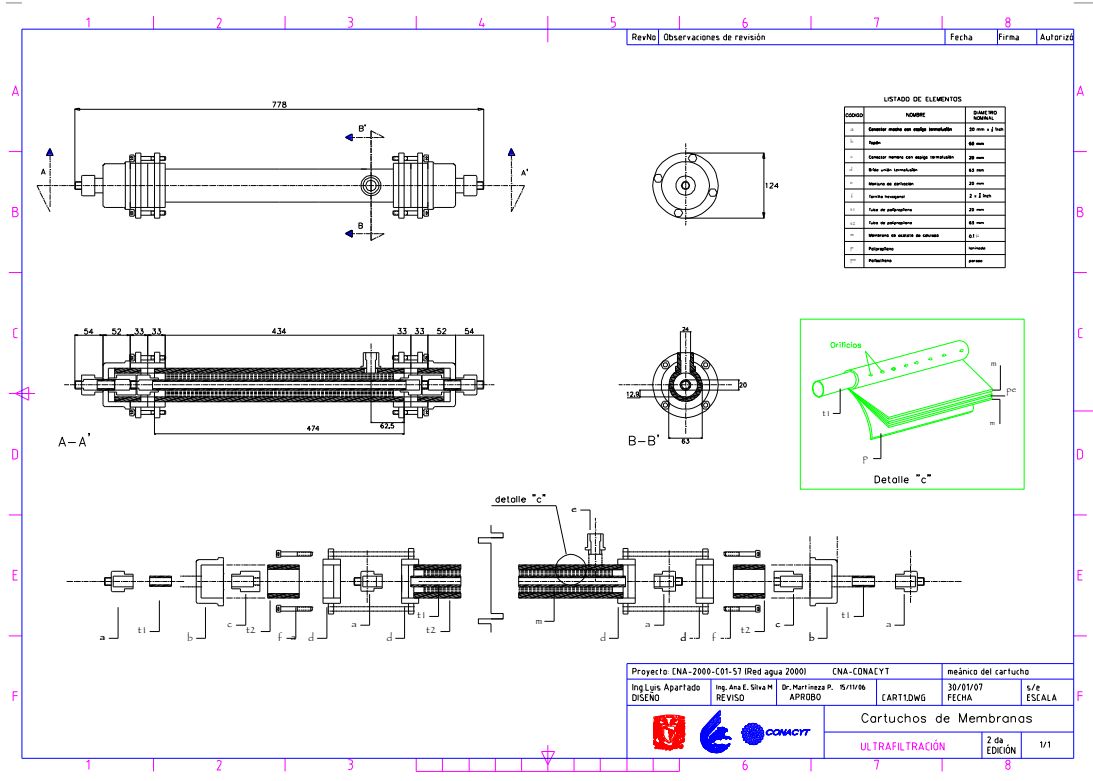


Figura 4.3. Armado de los cartuchos de ultrafiltración.

1.3 Características del filtro de arena

En el diseño del filtro se determinó el tamaño específico de la arena, el coeficiente de uniformidad, el coeficiente de concavidad, el espesor del lecho de arena, la tasa de filtración y la velocidad de operación del filtro. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.2 y los cálculos para su determinación se desglosan en los puntos 4.3.1 y 4.3.2.

Tabla 4.2. Características del filtro de arena.

Característica	Valores
Diámetro del filtro	24 cm
Área del filtro	0.045 m ²
Tamaño específico D ₁₀	0.373 mm= 0.015 in
Coefficiente de uniformidad Cu	1.66 (Suelo uniforme)
Coefficiente de Concavidad Cc	1.08
Espesor lecho de grava	21 cm
Espesor de lecho de arena	100 cm
Tasa de filtración	7.2 L/min
Velocidad de operación	0.160 m/min

1.3.1 Granulometría

Los datos obtenidos en la prueba de granulometría se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 4.3. Datos obtenidos del tamizado.

Tamiz N°	Abertura tamiz (mm)	Abertura tamiz (in)	Peso capsula+ arena (g)	Peso Suelo Retenido (g)	Porcentaje Retenido %	Porcentaje Retenido Acumulado %	Porcentaje que pasa %
18	1.0000	0.039	89.8936	2.0207	0.96%	0.96%	99.04%
20	0.8407	0.033	118.1886	30.3157	14.43%	15.39%	84.61%
30	0.5943	0.0234	170.7	82.8271	39.42%	54.81%	45.19%
40	0.4191	0.0165	146.4609	58.588	27.88%	82.69%	17.31%
50	0.2971	0.0117	108.0874	20.2145	9.62%	92.31%	7.69%
60	0.2489	0.0098	98.9833	11.1104	5.29%	97.60%	2.40%
100	0.1498	0.0059	91.97	4.0971	1.95%	99.55%	0.45%

De la tabla 4.3 se graficó el porcentaje que pasa contra la abertura del tamiz en (mm) obteniendo la siguiente curva en escala logarítmica:

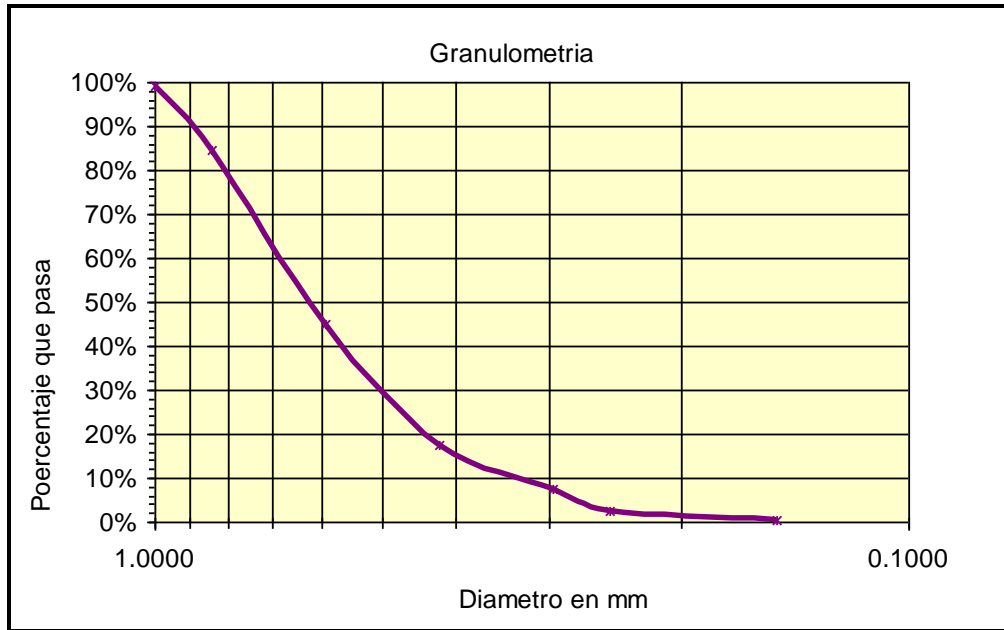


Figura 4.4. Resultados de la prueba de granulometría

De la curva se obtiene:

$$D_{30} = 0.5 \text{ mm} = 0.020 \text{ in}$$

$$D_{60} = 0.6183 \text{ mm} = 0.024 \text{ in}$$

$$D_{10} = \text{Tamaño específico} = 0.373 \text{ mm} = 0.015 \text{ in}$$

$$\text{Coeficiente de uniformidad} = C_u = D_{60} / D_{10} = 1.66$$

Un suelo con un Coeficiente de uniformidad menor de 2, se considera uniforme.⁽¹⁾

$$\text{Coeficiente de Concavidad} = C_c = (D_{30})^2 / (D_{10} \times D_{60}) = 1.08$$

(1) http://es.wikipedia.org/wiki/Imagen:Coef_Uniformidad.JPG

1.3.2 Coeficiente de permeabilidad

Se determinó el coeficiente de permeabilidad de acuerdo al procedimiento descrito en la metodología de donde se obtuvo la siguiente tabla 4.4.

Se establecieron tres alturas de H de cargas hidráulicas a 1.45 m, 1.63 m y 1.81 m en el filtro y con cada una de estas alturas se determinó el tiempo necesario para llenar veinte litros

Tabla 4.4. Ensayos del filtro de arena a diferentes cargas hidráulicas

ENSAYOS	CARGA HIDRAULICA 1 1.45 m			CARGA HIDRAULICA 2 1.63 m			CARGA HIDRAULICA 3 1.81 m		
	VOLUMEN	TIEMPO	ΔTIEMPO	VOLUMEN	TIEMPO	ΔTIEMPO	VOLUMEN	TIEMPO	ΔTIEMPO
	m3	s	s	m3	s	s	m3	s	s
1	0.001	91	91	0.001	65	65	0.001	50	50
2	0.002	182	91	0.002	130	65	0.002	96	46
3	0.003	275	93	0.003	196	66	0.003	144	48
4	0.004	370	95	0.004	263	67	0.004	197	53
5	0.005	459	89	0.005	324	61	0.005	245	48
6	0.006	548	89	0.006	389	65	0.006	297	52
7	0.007	635	87	0.007	453	64	0.007	347	50
8	0.008	730	95	0.008	517	64	0.008	396	49
9	0.009	821	91	0.009	581	64	0.009	445	49
10	0.01	910	89	0.01	645	64	0.01	494	49
11	0.011	1000	90	0.011	710	65	0.011	544	50
12	0.012	1091	91	0.012	776	66	0.012	593	49
13	0.013	1182	91	0.013	840	64	0.013	642	49
14	0.014	1273	91	0.014	904	64	0.014	692	50
15	0.015	1359	86	0.015	965	61	0.015	741	49
16	0.016	1453	94	0.016	1035	70	0.016	791	50
17	0.017	1542	89	0.017	1095	60	0.017	839	48
18	0.018	1630	88	0.018	1159	64	0.018	886	47
19	0.019	1729	99	0.019	1226	67	0.019	939	53
20	0.02	1815	86	0.02	1291	65	0.02	986	47

De la tabla anterior se dividió el volumen entre tiempo y se obtuvieron los gastos mostrados en la tabla siguiente.

De igual forma, se determinó el flux del filtro de arena dividiendo el gasto entre el tiempo y el área. (Tabla 4.5)

Tabla 4.5. Gastos y flux de permeado del filtro de arena a diferentes cargas hidráulicas.

CARGA HIDRÁULICA H1	CARGA HIDRÁULICA H2	CARGA HIDRÁULICA H3
Q	Q	Q
m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h
0.040	0.055	0.072
0.040	0.055	0.075
0.039	0.055	0.075
0.039	0.055	0.073
0.039	0.056	0.073
0.039	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.039	0.056	0.073
0.039	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073
0.040	0.056	0.073

CARGA HIDRÁULICA H1	CARGA HIDRÁULICA H2	CARGA HIDRÁULICA H3
FLUX	FLUX	FLUX
m ³ /h*m2	m ³ /h*m2	m ³ /h*m2
0.82	1.15	1.50
0.82	1.15	1.56
0.82	1.15	1.56
0.81	1.14	1.52
0.82	1.16	1.53
0.82	1.16	1.52
0.83	1.16	1.51
0.82	1.16	1.52
0.82	1.16	1.52
0.82	1.16	1.52
0.83	1.16	1.52
0.82	1.16	1.52
0.82	1.16	1.52
0.82	1.16	1.52
0.82	1.16	1.52
0.83	1.17	1.52
0.83	1.16	1.52
0.83	1.16	1.52
0.83	1.16	1.52
0.82	1.16	1.52
0.83	1.16	1.52

$$k = \frac{vol * L}{H * A * t} \Rightarrow \frac{Q}{A} = K \left(\frac{H}{L} \right)$$

- vol= 0.001 m³ Volumen
- L= 1.23 m Longitud del lecho de arena
- H1= 1.45 m Carga hidráulica constante
- H2= 1.63 m Carga hidráulica constante
- H3= 1.81 m Carga hidráulica constante
- A= 0.048 m² Área de la muestra

Posteriormente se dividió Q/A y H/L para cada lectura y se trazó la gráfica Q/A vs H/L. (Tabla 4.6)

Tabla 4.6. Datos para obtener la constante de permeabilidad

MANTENIENDO CARGA HIDRÁULICA 1		MANTENIENDO CARGA HIDRÁULICA 2		MANTENIENDO CARGA HIDRÁULICA 3	
Q/A	H1/L	Q/A	H1/L	Q/A	H1/L
m/h		m/h		m/h	
0.824	1.179	1.154	1.325	1.500	1.472
0.824	1.179	1.154	1.325	1.563	1.472
0.818	1.179	1.148	1.325	1.563	1.472
0.811	1.179	1.141	1.325	1.523	1.472
0.817	1.179	1.157	1.325	1.531	1.472
0.821	1.179	1.157	1.325	1.515	1.472
0.827	1.179	1.159	1.325	1.513	1.472
0.822	1.179	1.161	1.325	1.515	1.472
0.822	1.179	1.162	1.325	1.517	1.472
0.824	1.179	1.163	1.325	1.518	1.472
0.825	1.179	1.162	1.325	1.517	1.472
0.825	1.179	1.160	1.325	1.518	1.472
0.825	1.179	1.161	1.325	1.519	1.472
0.825	1.179	1.162	1.325	1.517	1.472
0.828	1.179	1.166	1.325	1.518	1.472
0.826	1.179	1.159	1.325	1.517	1.472
0.827	1.179	1.164	1.325	1.520	1.472
0.828	1.179	1.165	1.325	1.524	1.472
0.824	1.179	1.162	1.325	1.518	1.472
0.826	1.179	1.162	1.325	1.521	1.472

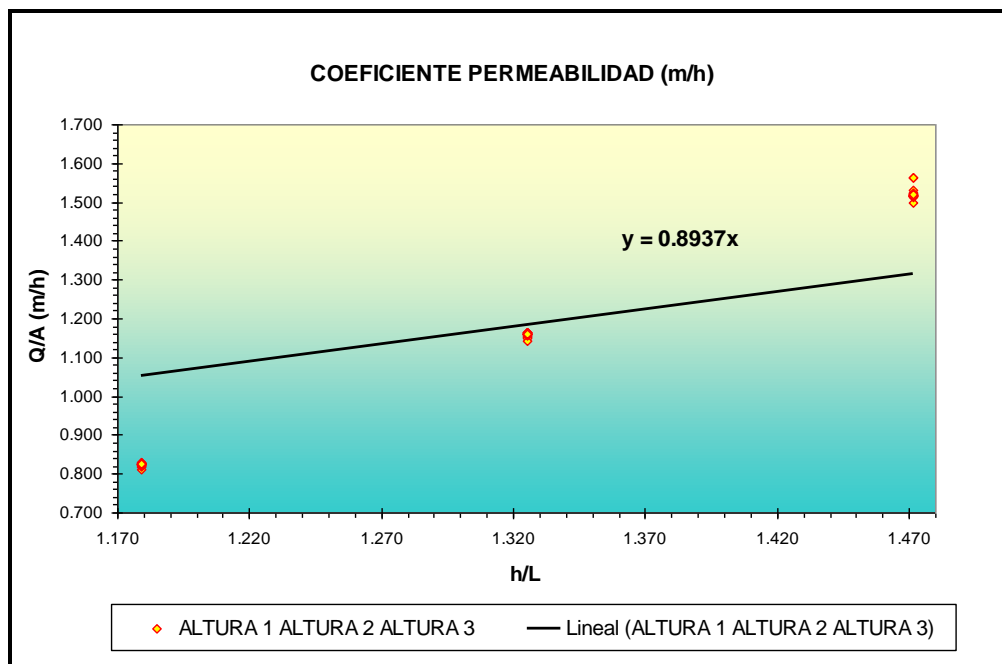


Figura 4.5. Determinación del coeficiente de permeabilidad.

De la figura 4.5 se obtiene que la pendiente es igual a la constante de permeabilidad:

$$\text{Permeabilidad} = K = 0.8937 \text{ m/h} = 0.024825 \text{ cm/s}$$

Tabla 4.7. Tabla de valores relativos de permeabilidad.

Permeabilidad relativa	Valores de K (cm/seg)	Suelo típico
Muy permeable	$>1 \cdot 10^{-1}$	Grava gruesa
Moderadamente permeable	$1 \cdot 10^{-1}$ a $1 \cdot 10^{-3}$	Arena, arena fina
Poco permeable	$1 \cdot 10^{-3}$ a $1 \cdot 10^{-5}$	Arena limosa, arena sucia
Muy poco permeable	$1 \cdot 10^{-5}$ a $1 \cdot 10^{-7}$	Limo y arenisca fina
Impermeable	$<1 \cdot 10^{-7}$	Arcilla

Fuente: Terzaghi K. y Peck R., 1980

Tabla 4.8. Clases de permeabilidad para suelos saturados.

Clases de permeabilidad para suelos saturados según la NRCS*	
Permeabilidad del suelo, pulg/h	Clase de permeabilidad
<0.06	Muy lenta
0.06-0.2	Lenta
0.2-0.6	Moderadamente lenta
0.6-2.0	Moderada
2.0-6.0	Moderadamente rápida
6.0-20.0	Rápida
>20	Muy rápida
*Tomada de U.S. EPA (1981)	

De las tablas 4.7 y 4.8 se concluye que se trata de una arena moderadamente permeable.

Por lo tanto se encontró que el coeficiente de permeabilidad resultó ser igual $K=0.024825 \text{ cm/s}$ que corresponde a una arena moderadamente permeable.

1.3.3 Remoción de contaminantes del filtro de arena.

Los resultados de las mediciones medidos de la calidad a la entrada y salida del filtro de arena, indican que existe un remoción de contaminantes que se reflejan en la disminución de la conductividad, turbiedad y color del agua, esto condujo a un aumentó en la calidad del agua que sirvió como influente para el sistema de ultrafiltración, reduciendo así el ensuciamiento e incrustamiento de las membranas. (Tabla 4.9)

Tabla 4.9. Remoción de contaminantes del filtro de arena.

Muestra	Conductividad Eléctrica	Color	pH	Turbiedad	Temperatura
	($\mu\text{s/cm}$)	Uc(Pt-Co)		(UTN)	($^{\circ}\text{C}$)
Influyente*	1083	161	8	28	18.4
Efluente	956	143	8	22	18.4

* El agua de influente se obtuvo de la PTAR de ciudad universitaria antes del proceso de cloración.

1.4 Caracterización del agua.

Los resultados de la caracterización del agua de alimentación al sistema de ultrafiltración se muestran en la tabla 4.10.

Tabla 4.10. Calidad del agua de alimentación al sistema de ultrafiltración.

PARÁMETRO	Alimentación	UNIDADES
Conductividad Eléctrica	956	$\mu\text{s/cm}$
Color	143	Uc(Pt-Co)
Coliformes fecales	28×10^3	UFC/100 mL
DQO	135	mg/L
SDT	710	mg/L
SST	22	mg/L
Turbiedad	22	UTN
pH	8	Unidades
Temperatura	22	$^{\circ}\text{C}$

1.5 Arranque del sistema

1.5.1 Flux de permeado del sistema de ultrafiltración.

Al realizar las pruebas para determinar el flux de permeado del sistema de ultrafiltración, se observó que se presentaron rupturas en la membrana al incrementar la presión de trabajo en el sistema (Figura 4.6), Esto condujo a un aumento de flux en el permeado, que se reflejó en las gráficas de flux contra tiempo, debido a esto, se descartaron estos ensayos. (Figura 4.7)



Figura 4.6. Ruptura de la membrana de los cartuchos

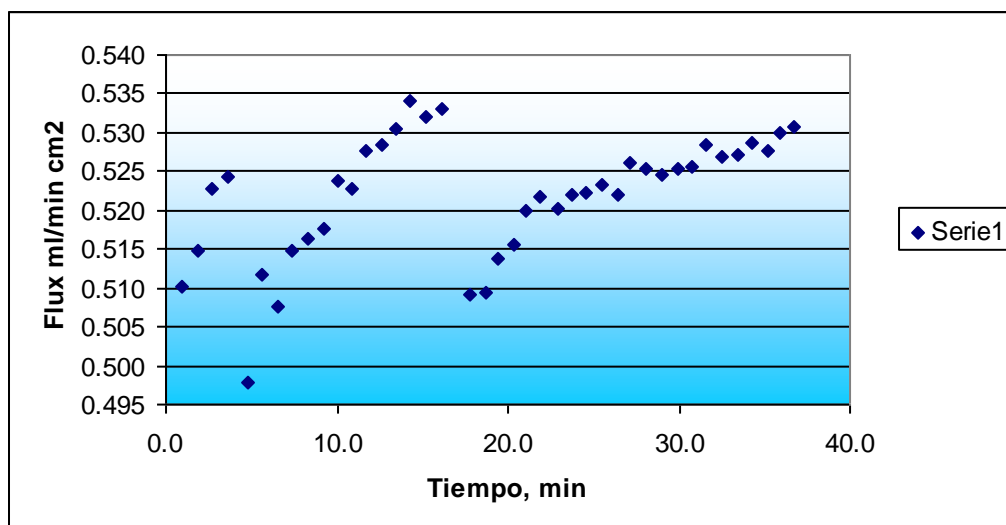


Figura 4.7. Pruebas desechadas por rompimiento de la membrana reflejada en el incremento de flux.

Durante todos los ensayos se mezcló continuamente el agua del tanque de alimentación con el flujo de concentrado.

Se observó la existencia de fugas en el armado de los cartuchos originadas por la mala adherencia del pegamento entre la membrana y el material envolvente (PVC). (Figura 4.8). Al mismo tiempo, la presión del agua favorecía la separación de los materiales adheridos.



Figura 4.8. Fugas en el armado de los cartuchos.

Se encontró que en las pruebas realizadas existían pruebas de bajo permeado, permeado medio y alto permeado.

Se desecharon las pruebas con alto permeado debido a que representaban un quebrantamiento en la membrana o fugas en los cartuchos, por lo que únicamente se consideraron aceptables las pruebas con permeado bajo y permeado medio que se encontraron dentro del rango de:

$0.06 < \text{Flux, mL/cm}^2 \cdot \text{min} < 0.14$

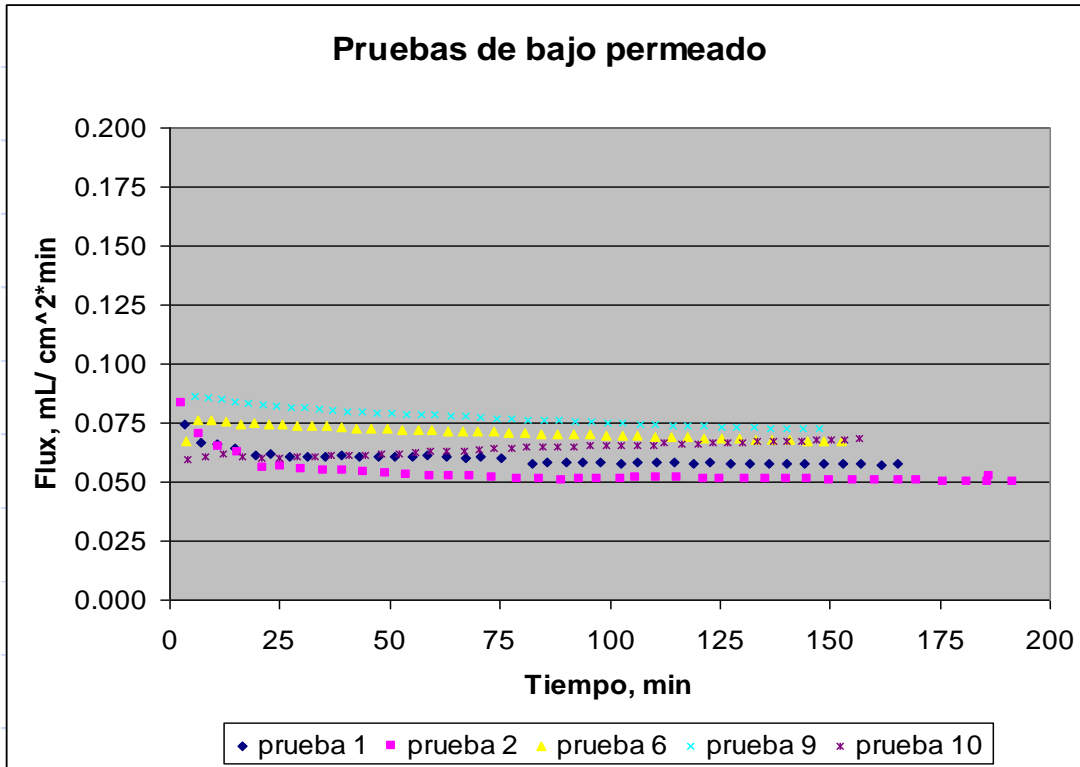


Figura 4.9. Pruebas de bajo permeado

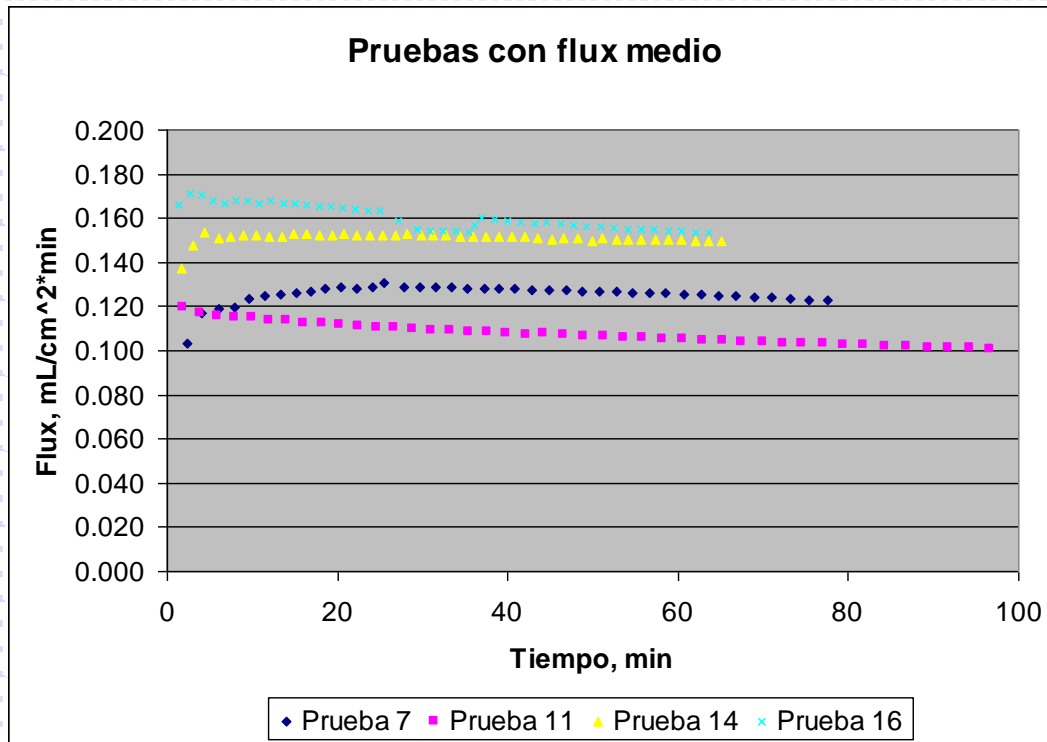


Figura 4.10. Pruebas con permeado medio

Se seleccionaron los datos que estuvieron dentro de $0.06 < \text{Flux, mL/cm}^2 \cdot \text{min} < 0.14$. Este rango se muestra sombreado en la siguiente gráfica:

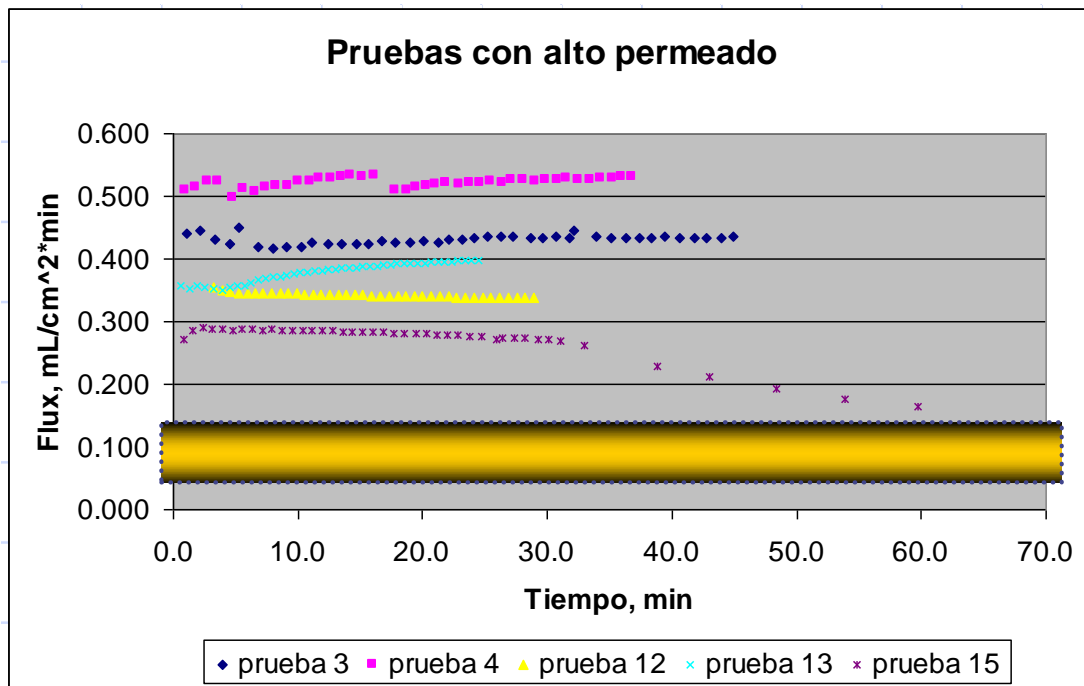


Figura 4.11. Pruebas con permeado alto.

Rendimiento por cartucho: 0.362 m³/día

Rendimiento por los 4 cartuchos del sistema = 4 * 0.362 m³/día = 1.45 m³/día

1.5.2 Ensayos para determinar el recorrido del agua a través de la membrana.

Se realizaron pruebas con los cartuchos agregando colorantes al agua para observar físicamente su recorrido a través de la membrana.

Se encontró la presencia de fugas en los cartuchos al observar que el recorrido del agua no coloreaba la salida del permeado sino que se fugaba por los extremos laterales de la membrana. (Figura 4.12).



Salida del permeado incolora

Figura 4.12. Recorrido del agua a través de la membrana.

1.5.3 Armado de los cartuchos empleando diferentes materiales.

Se encontró que los pegamentos comerciales empleados para unir diferentes materiales no soportaron las altas presiones del agua, esto condujo a que en poco tiempo se presentaran fugas en los cartuchos.

Además se intentó unir los materiales utilizando un equipo de termofusión, encontrando que los materiales no se adherían entre ellos debido a la composición del acetato de celulosa y el PVC son distintas.

De la misma manera se encontró que los métodos mecánicos no tuvieron resultados favorables debido a que al intentar unir la membrana ocasionaba fugas en las hendiduras por donde atravesaba la aguja. A causa de esto, se decidió no utilizar este método mecánico.

1.5.4 Armado final de los cartuchos

Al realizar las pruebas de hermeticidad utilizando la resina epóxica en los extremos de los cartuchos, se encontró que se lograron sellar las fugas en estos puntos, por lo que se seleccionó este material para el armado final de los cartuchos.

La resina se aplicó cuidadosamente en los extremos de los cartuchos para lograr un buen sellado entre los materiales. De esta forma se logró eliminar completamente las fugas en los cartuchos.



Figura 4.13. Resina epóxica empleada en el armado final de los cartuchos.

1.5.5 Determinación teórica de las pérdidas de presión en el sistema.

Las pérdidas de presión se calcularon teóricamente considerando las pérdidas por carga estática, pérdidas de carga por efecto de fricción y pérdidas de carga por accesorios.

Se sumaron estas pérdidas y se obtuvo la pérdida total en el sistema.

Los cálculos de las pérdidas totales se muestran en el anexo 2 y los resultados se muestran en las figuras siguientes:

Arreglo 1. Módulo simple:

Pérdidas por carga estática
Pérdidas de carga en tuberías por efecto de fricción
 Fórmula de Darcy-Weisbach
 $hf = f(L/D) * (V^2/2g)$
Pérdidas de carga en accesorios
 $hs =$ pérdidas por accesorios

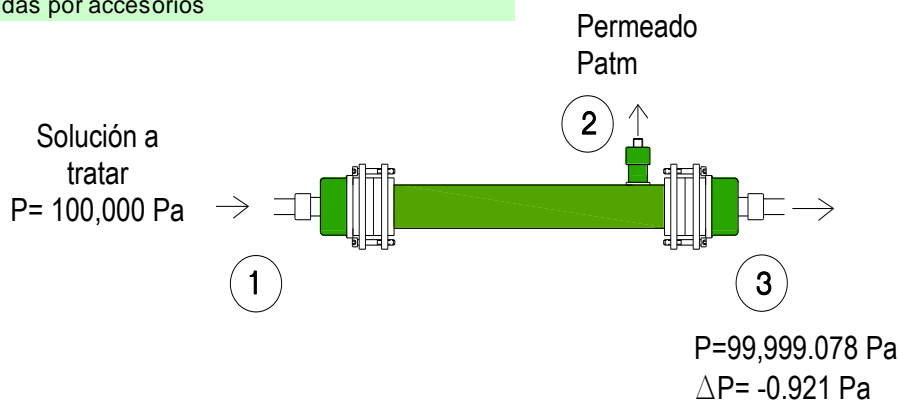


Figura 4.14. Pérdidas de presión determinadas teóricamente para el arreglo simple.

Arreglo 2. Módulos en paralelo

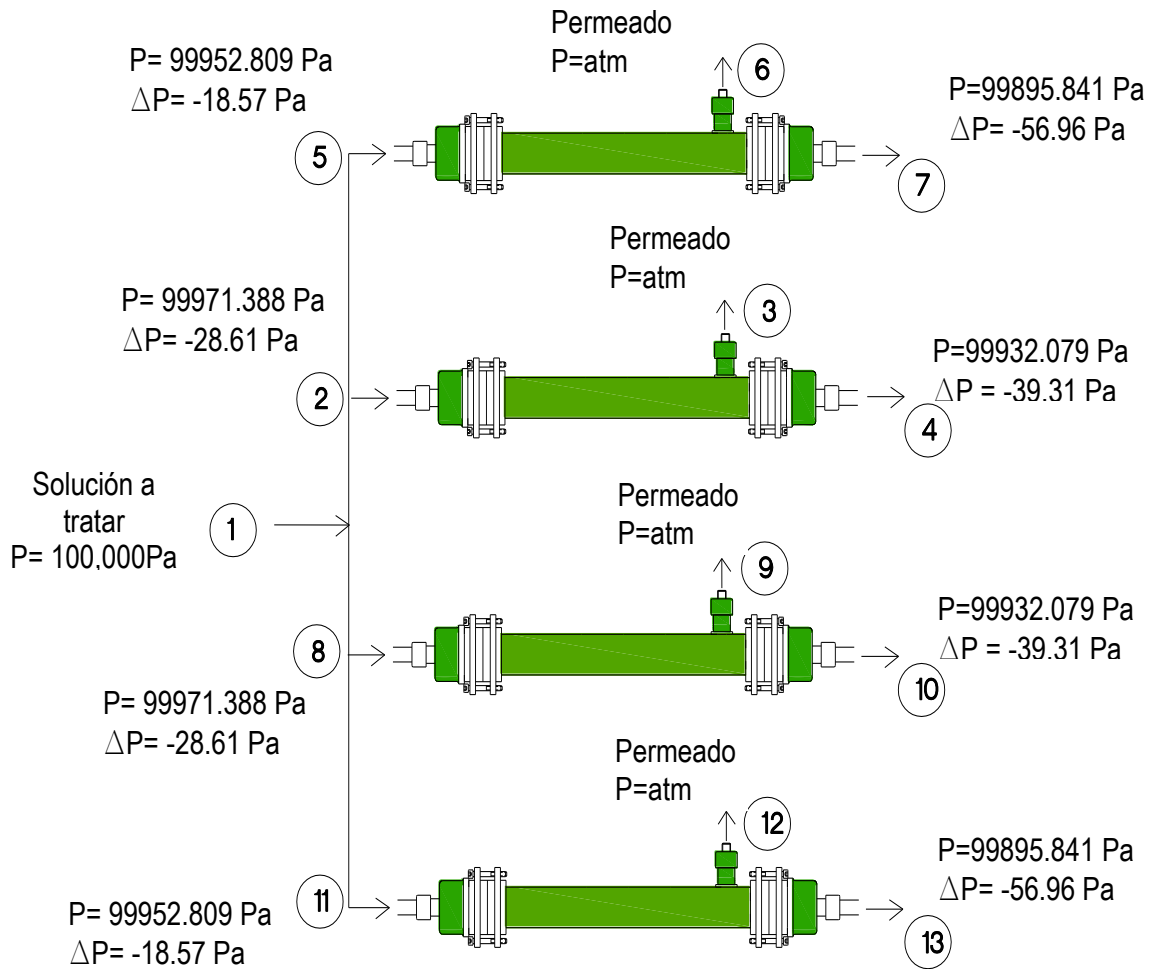


Figura 4.15. Pérdidas de presión determinadas teóricamente para el arreglo en paralelo.

Arreglo 3. Módulos en serie

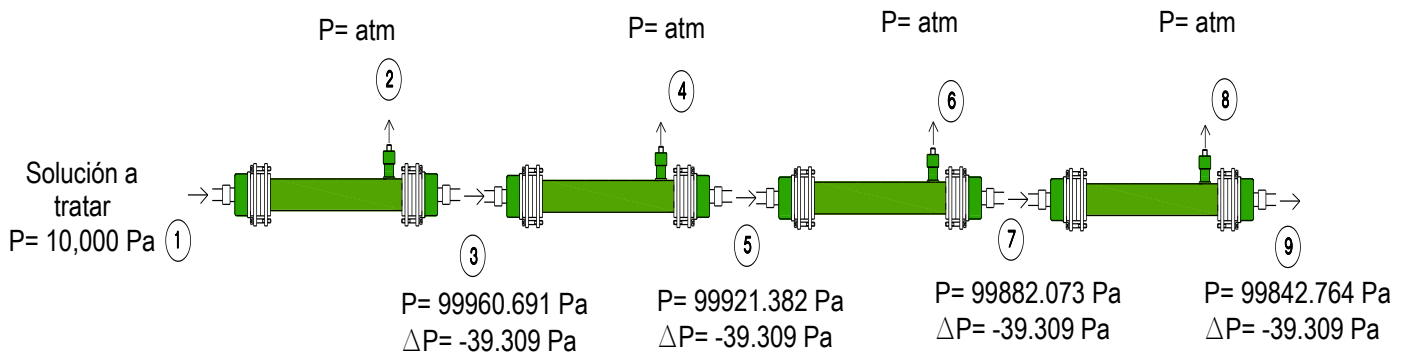


Figura 4.16. Pérdidas de presión determinadas teóricamente para el arreglo en serie.

Arreglo 4. Módulos en serie y paralelo:

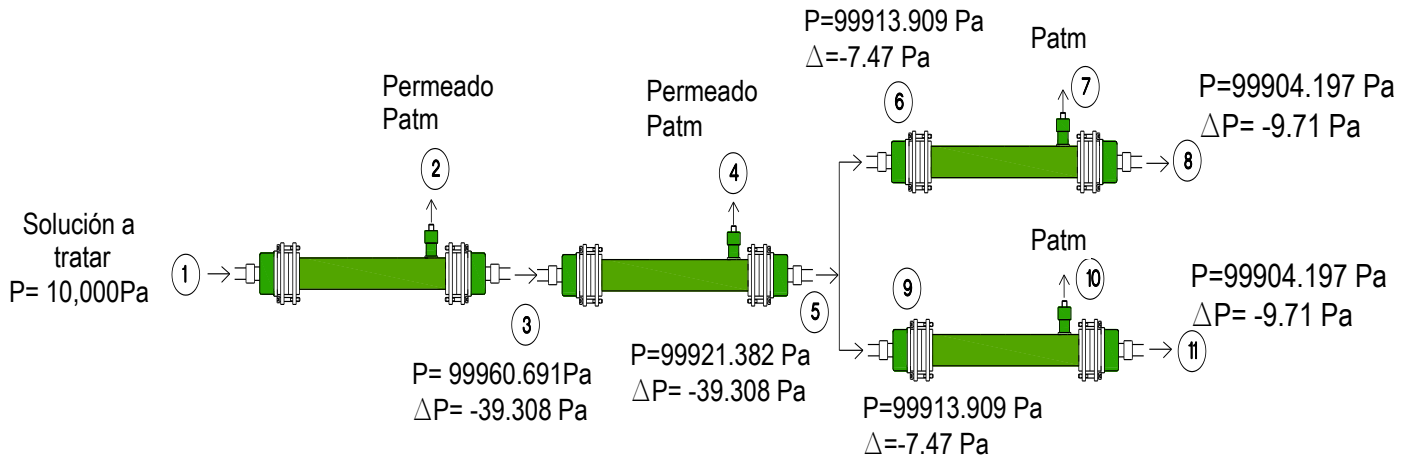


Figura 4.17. Pérdidas de presión determinadas teóricamente para el arreglo en serie y paralelo.

1.5.6 Determinación experimental de las pérdidas de presión en el sistema.

Las pérdidas de presión experimentales se determinaron midiendo la presión en diferentes puntos del sistema utilizando manómetros. Cabe mencionar que se utilizó un manómetro tipo Bourdon con una precisión de 10 kPa.

Los resultados para tipo de arreglo se muestran en las figuras siguientes:

Arreglo 1. Módulo simple:

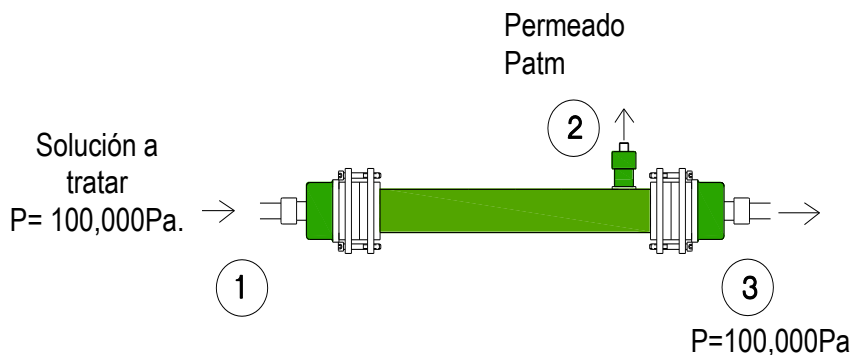


Figura 4.18. Pérdidas de presión determinadas experimentalmente para el arreglo simple.

Arreglo 2. Módulos en paralelo

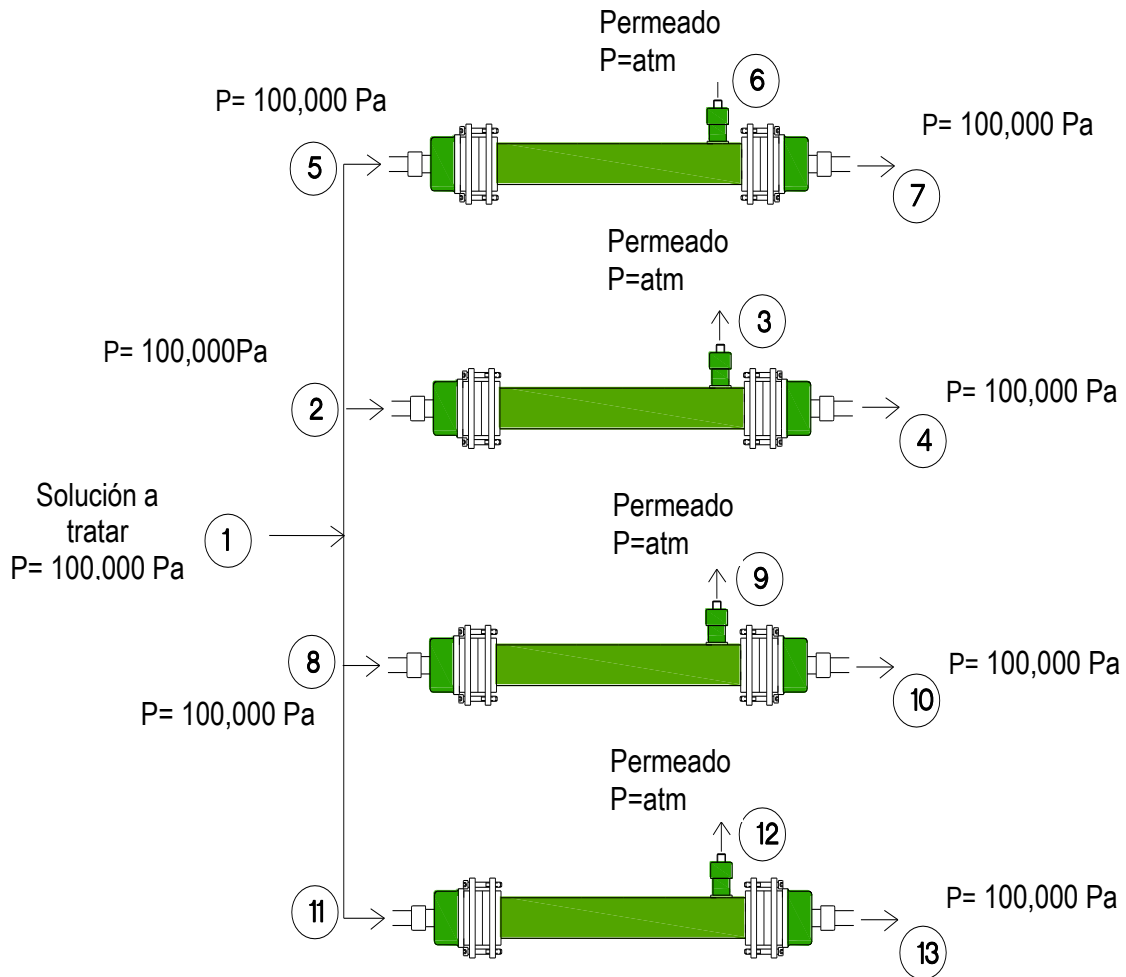


Figura 4.19. Pérdidas de presión determinadas experimentalmente para el arreglo en paralelo.

Arreglo 3. Módulos en serie

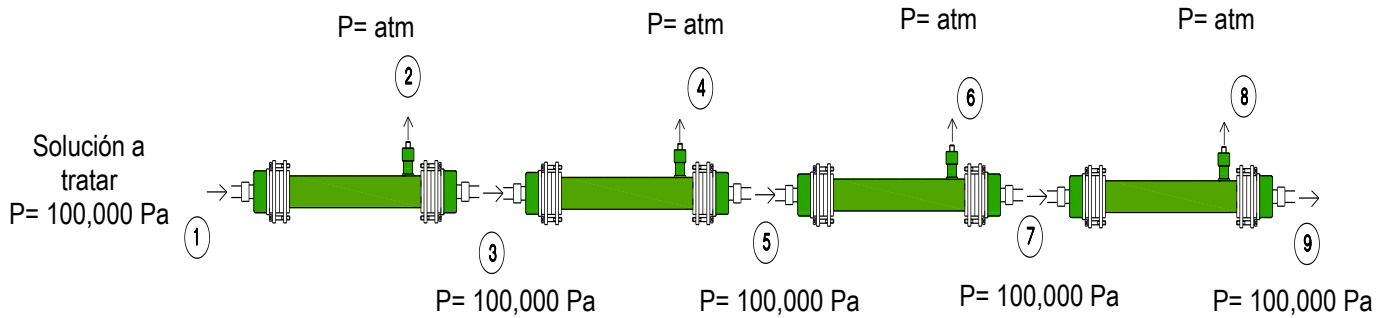


Figura 4.20. Pérdidas de presión determinadas experimentalmente para el arreglo en serie.

Arreglo 4. Módulos en serie y paralelo:

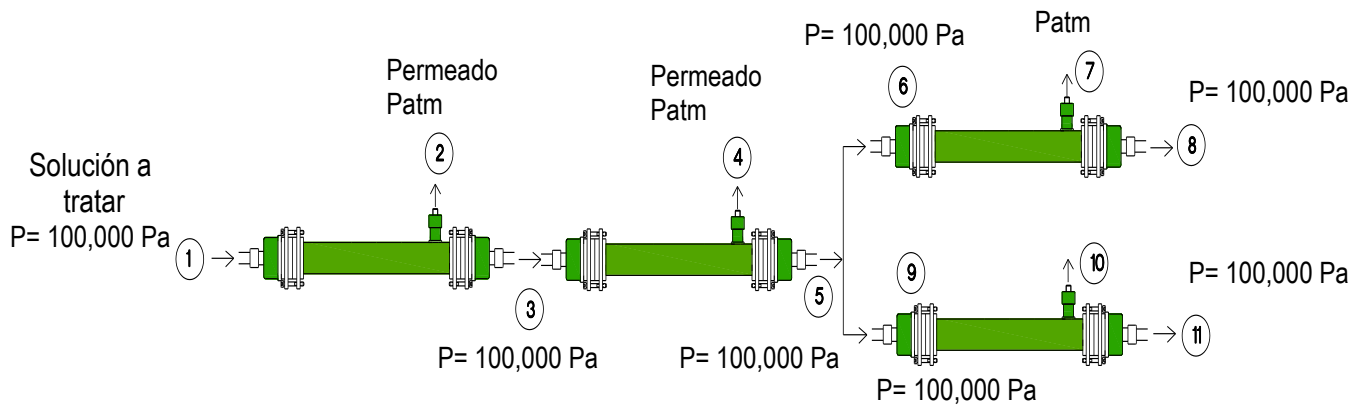


Figura 4.21. Pérdidas de presión determinadas experimentalmente para el arreglo en serie y paralelo.

1.6 **Pruebas de rendimiento utilizando diferentes arreglos de los cartuchos.**

Durante los ensayos se tomaron muestras en el influente, rechazo y permeado para el análisis de la calidad del agua del sistema.

Con estas muestras se midió la conductividad eléctrica, temperatura, color, coliformes, sólidos disueltos y sólidos suspendidos. El parámetro de turbiedad no se presenta debido a que la remoción fue nula en todas las pruebas realizadas.

Los datos de los parámetros medidos de cada arreglo del sistema se muestran en las tablas 4.11, 4.12, 4.13 y 4.14.

Los resultados de los ensayos para la determinación de flux de permeado para los cuatro arreglos del sistema se muestran en las figuras 4.22, 4.24, 4.26 y 4.28.

En todas las pruebas se trabajó a una presión de 100 kPa y se determinó el flux y gasto de permeado de cada arreglo.

1.6.1 **Pruebas realizadas con el módulo simple**

Los resultados de las pruebas realizadas para la determinación del flux de permeado del arreglo simple se muestran en la figura 4.22. Los datos presentan un flux de permeado de 11.16 a 84 L/h m². La presión de operación en todo el sistema se mantuvo a 100 kPa. Los valores de cada ensayo se muestran en el anexo 3.

Rendimiento por arreglo: 0.183 m³/día

Gasto promedio de permeado: 7,65 L/h

La presión de operación en el sistema fue de 100 KPa.

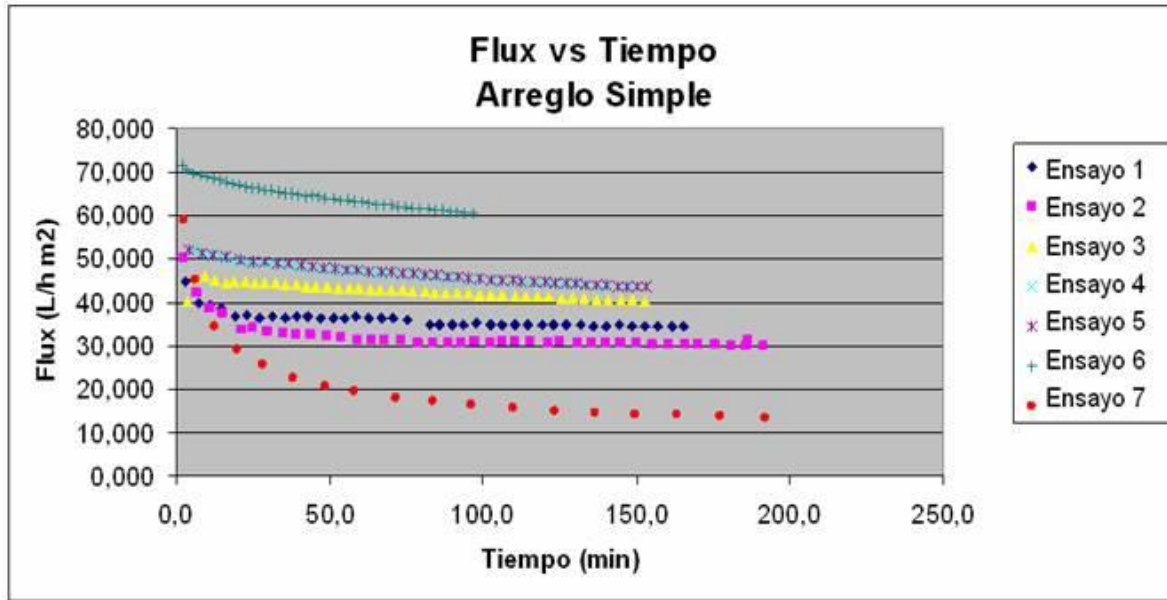


Figura 4.22. Flux de permeado del arreglo simple.

En la curva de flux contra tiempo se observa una rápida disminución de permeado en el intervalo de 0 a 50 minutos, y una disminución lenta después de los 50 minutos. La caída rápida de flux al inicio se ha explicado por medio del fenómeno de concentración-polarización en medio acuoso (Shneider y Tomoyuki, 2001).

En la tabla 4.11 se muestran los valores de los parámetros medidos del influente, permeado y rechazo para el arreglo simple. Con estos valores se determinó el porcentaje de remoción de cada parámetro (Figura 4.23).

Tabla 4.11. Valores obtenidos en la determinación de la calidad del agua del arreglo simple.

MUESTRA	Conductividad Eléctrica (µs/cm)	Temperatura (°C)	Color UC(Pt-Co)	Coliformes Fecales UFC/100mL	DQO mg/L	Sólidos disueltos totales mg/L	Sólidos suspendidos totales mg/L	pH
Influente	956	23,3	143	28000	115	653	19,45	7,80
Rechazo	957,48	24,4	144	28000	115,90	657,00	19,71	7,80
Permeado	908	24,7	116	0	85,64	646,47	11,00	7,70
%Remoción	5,02%		19,00%	100,00%	25,53%	1,00%	43,44%	

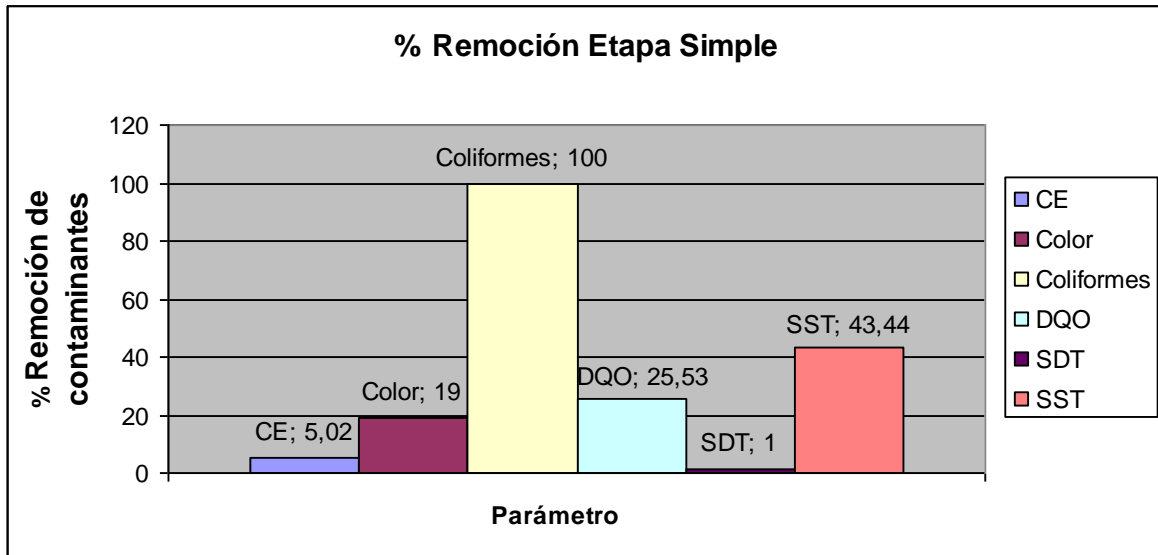


Figura 4.23. Porcentaje de remoción de contaminantes para el arreglo simple.

1.6.2 Pruebas realizadas con los módulos en paralelo.

En la figura 4.24 se observa el conjunto de los ensayos realizados para el arreglo en paralelo., para los cuales el flux de permeado se encuentra dentro del rango de $118,74 < \text{Flux, L/h m}^2 < 157,98$. La representación del flujo contra el tiempo de operación para este arreglo condujo a una curva con una etapa inicial descendente (0 a 70 min) seguida por una disminución prolongada y moderada (70 min en adelante).

La presión de operación en el sistema se mantuvo a 100 kPa. Los valores de cada ensayo se muestran en el anexo 3.

Rendimiento por arreglo de 4 cartuchos: $0,958 \text{ m}^3/\text{día}$

Gasto promedio de permeado de los 4 cartuchos: 39,96 L/h

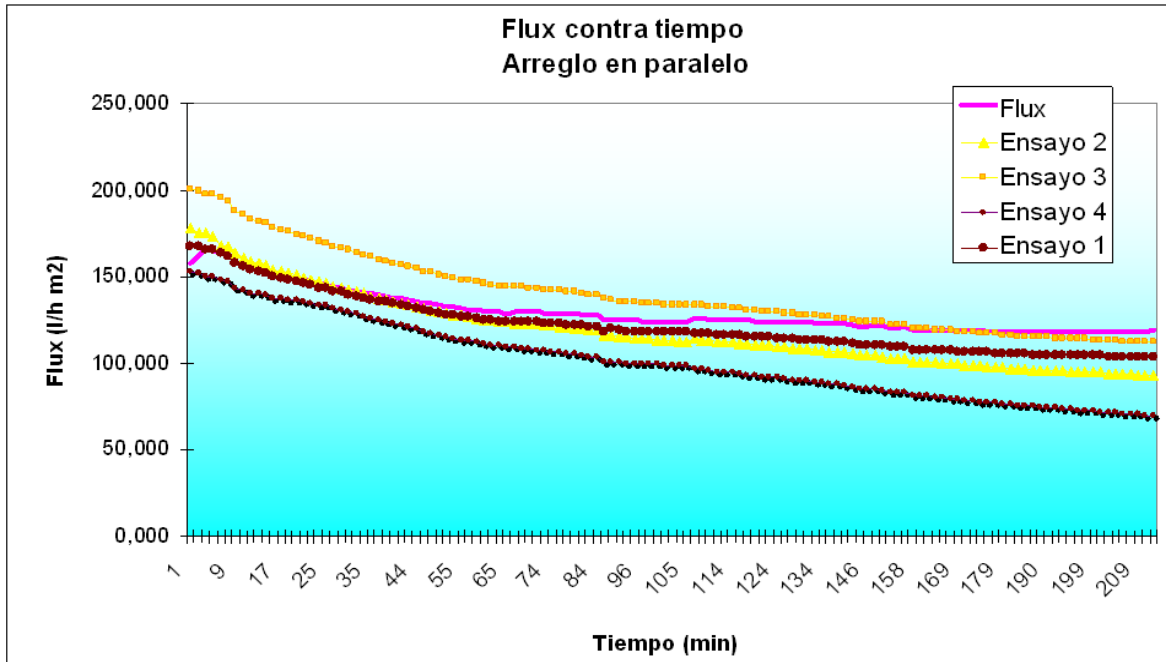


Figura 4.24 Flux de permeado del arreglo en paralelo.

Los datos de los parámetros medidos para la determinación de la calidad del agua del influente, permeado y rechazo del arreglo en paralelo se muestran en la tabla 4.12. Los porcentajes de remoción de cada parámetro se muestran en la figura 4.25.

Tabla 4.12. Valores obtenidos en la determinación de la calidad del agua del arreglo en paralelo.

MUESTRA	Conductividad Eléctrica (µs/cm)	Temperatura (°C)	Color UC(Pt-Co)	Coliformes Fecales UFC/100mL	DQO mg/L	Sólidos disueltos totales mg/L	Sólidos suspendidos totales mg/L	pH
Influente	966	23,3	164	30000	126	654,00	19,45	7,8
Rechazo	974,69	24,4	170	30000	132,47	657,00	21,20	7,8
Permeado	919	24,7	132	0	91	646,84	10,00	7,7
%Remoción	4,87%		19,51%	100,00%	27,78%	1,09%	48,59%	

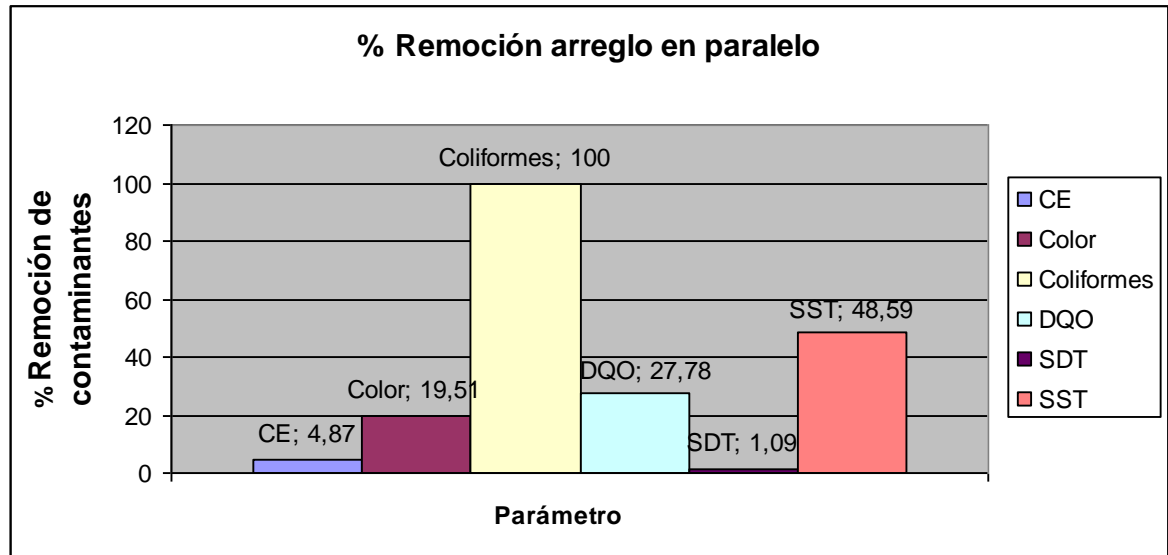


Figura 4.25. Porcentaje de remoción de contaminantes para el armado en paralelo

1.6.3 Pruebas realizadas con los módulos en serie.

Se realizaron ensayos con el objetivo de determinar el flux de permeado del armado en serie. En la figura 4.26 se presenta las gráficas de flux contra tiempo de todos los ensayos. De las pruebas anteriores se estableció un rango de flux de 199.2 a 259.74 L/h m². Los valores de cada ensayo se muestran en el anexo 3. La presión de operación fue de 100 kPa.

Rendimiento por arreglo de 4 cartuchos: 1.689 m³/día

Gasto promedio de permeado de los 4 cartuchos: 70,38 L/h

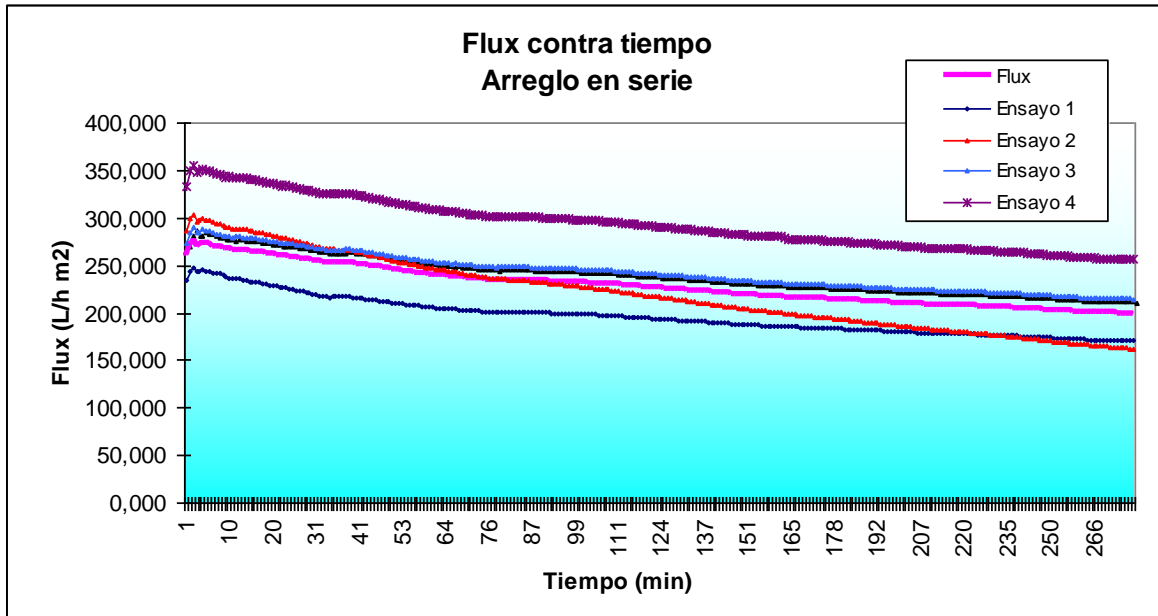


Figura 4.26. Flux de permeado de las pruebas de los arreglos en serie.

La figura 4.26 muestra una curva típica de evolución de flux de permeado, se observa que ocurre una rápida disminución de flux por ensuciamiento en los primeros minutos de filtración (0 a 80 min) y posteriormente tiende a estabilizarse (80 min en adelante), en la mayor parte de las pruebas, a un mismo valor en un nivel bajo.

Tabla 4.13. Valores obtenidos en la determinación de la calidad del agua del arreglo en serie.

	Conductividad Eléctrica	Temperatura	Color	Coliformes Fecales	DQO	Sólidos disueltos totales	Sólidos suspendidos totales	pH
MUESTRA	($\mu\text{s/cm}$)	($^{\circ}\text{C}$)	UC(Pt-Co)	UFC/100mL	mg/L	mg/L	mg/L	
Influyente	1074	22,8	176	28000	110	687	20,5	7,8
Rechazo	1101,30	24,4	196	28000	125,93	689	24,86	7,9
Permeado	1002	24,1	124	0	68	664	9	7,7
	6,70%		29,55%	100,00%	38,18%	3,35%	56,10%	

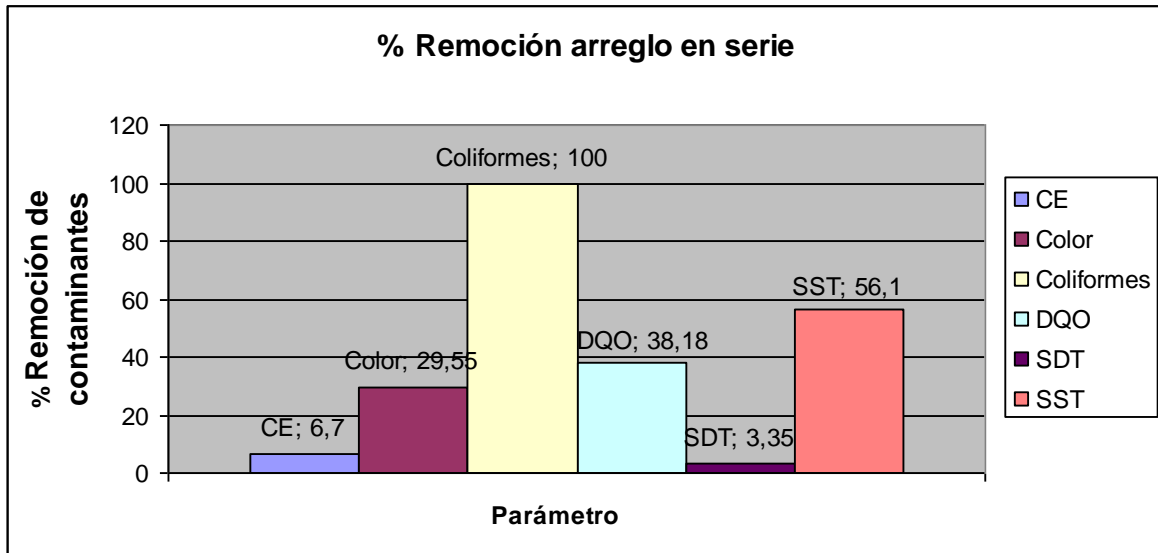


Figura 4.27. Porcentaje de remoción de contaminantes para el arreglo en serie

1.6.4 Pruebas realizadas con los módulos en serie y paralelo.

La figura 4.28 muestra los resultados de las pruebas realizadas de flujo de permeado del arreglo en serie y paralelo. Con estos datos se estableció un flujo de permeado de 90.84 a 95.82 L/h m². Los valores de cada ensayo se muestran en el anexo 3. La presión de trabajo en el sistema fue de 100 kPa.

Rendimiento por arreglo de 4 cartuchos: 0,700 m³/día

Gasto promedio de permeado de los 4 cartuchos: 29,18 L/h

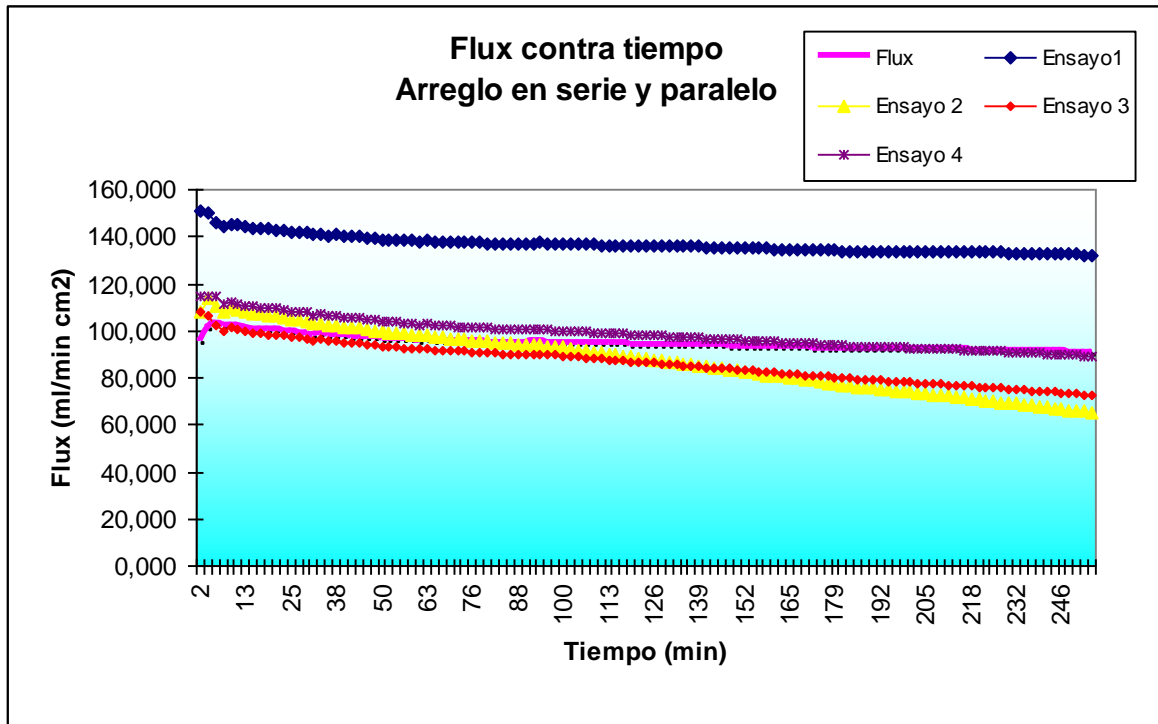


Figura 4.28. Flux de permeado del arreglo en serie y paralelo.

En la figura 4.28 se observa que el flux de permeado de la membrana disminuye conforme se aplica la presión, y continúa degradándose lentamente a partir de ese momento.

A medida que transcurre el tiempo se observa en la curva que se registra una disminución progresiva del volumen del flujo de permeado debido a toda una serie de fenómenos que ocurren simultáneamente. En los primeros instantes se registra un rápido decline atribuible a un fenómeno denominado “polarización de la concentración”; éste consiste en la formación de una alta concentración de soluto en la superficie adyacente a la membrana. Esto es provocado por un balance entre el transporte convectivo de los solutos efectuado por el flujo de solvente, y por la acumulación de soluto no permeado a través de la misma membrana (D’souza y Mawson 2005).

En la tabla 4.14 se muestran los valores de los parámetros medidos del influente, permeado y rechazo para el arreglo en serie y paralelo. Con estos valores se determinó el porcentaje de remoción de cada parámetro (Figura 4.29).

Tabla 4.14. Valores obtenidos en la determinación de la calidad del agua del arreglo en serie y paralelo.

	CE	Temperatura	Color	Coliformes Fecales	DQO	Sólidos disueltos totales	Sólidos suspendidos totales	pH
MUESTRA	($\mu\text{s/cm}$)	($^{\circ}\text{C}$)	UC(Pt-Co)	UFC/100mL	mg/L	mg/L	mg/L	
Influyente	1184	22	178	30000	135	710	22	7,7
Rechazo	1187,73	23	184	30000	140,53	0,3925	23,48	7,7
Permeado	1155	22	131	0	92	695	10,5	7,6
	2,45%	0,00%	26,24%	100,00%	31,85%	2,11%	52,27%	

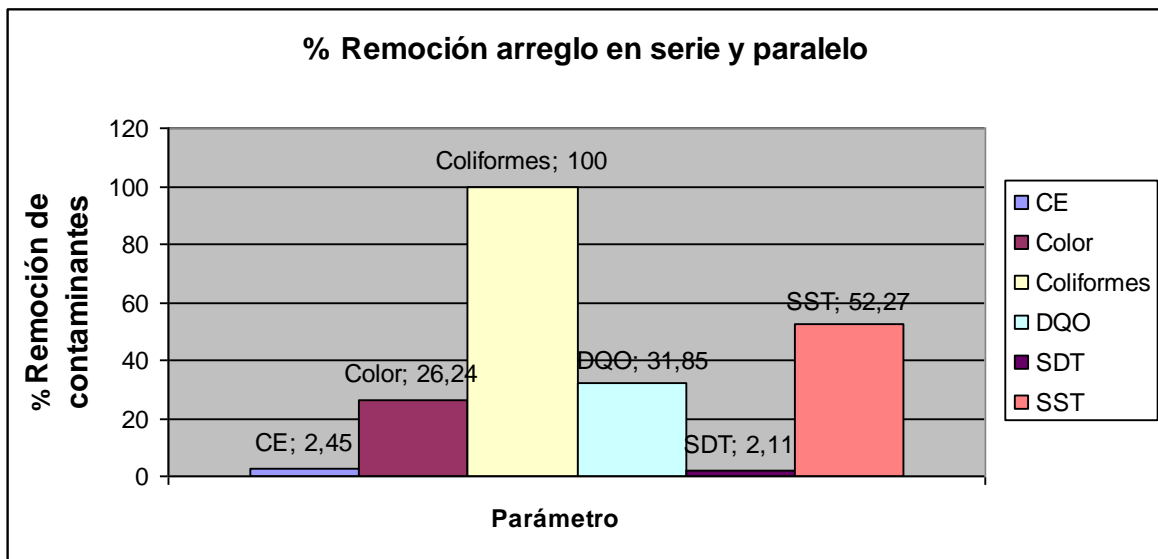


Figura 4.29. Porcentaje de remoción de contaminantes en armado en serie y paralelo.

1.7 Balance de masa

Se realizó el balance de masa para cada arreglo para DQO, SS, color y coliformes fecales para ver el comportamiento de cada arreglo frente a los parámetros estudiados (Figuras 4.30, 4.31, 4.32 y 4.33)

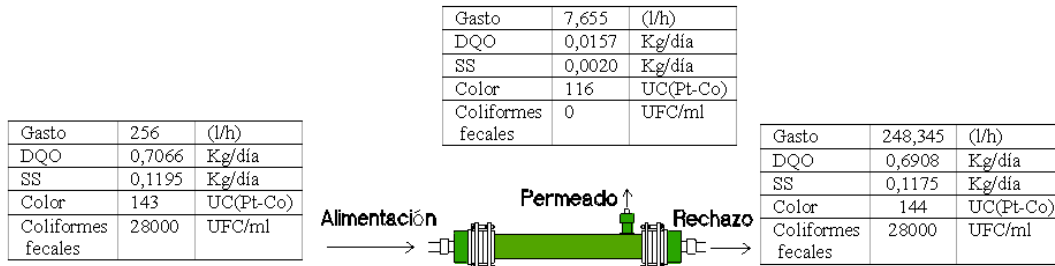


Figura 4.30. Balance de masa para el arreglo simple.

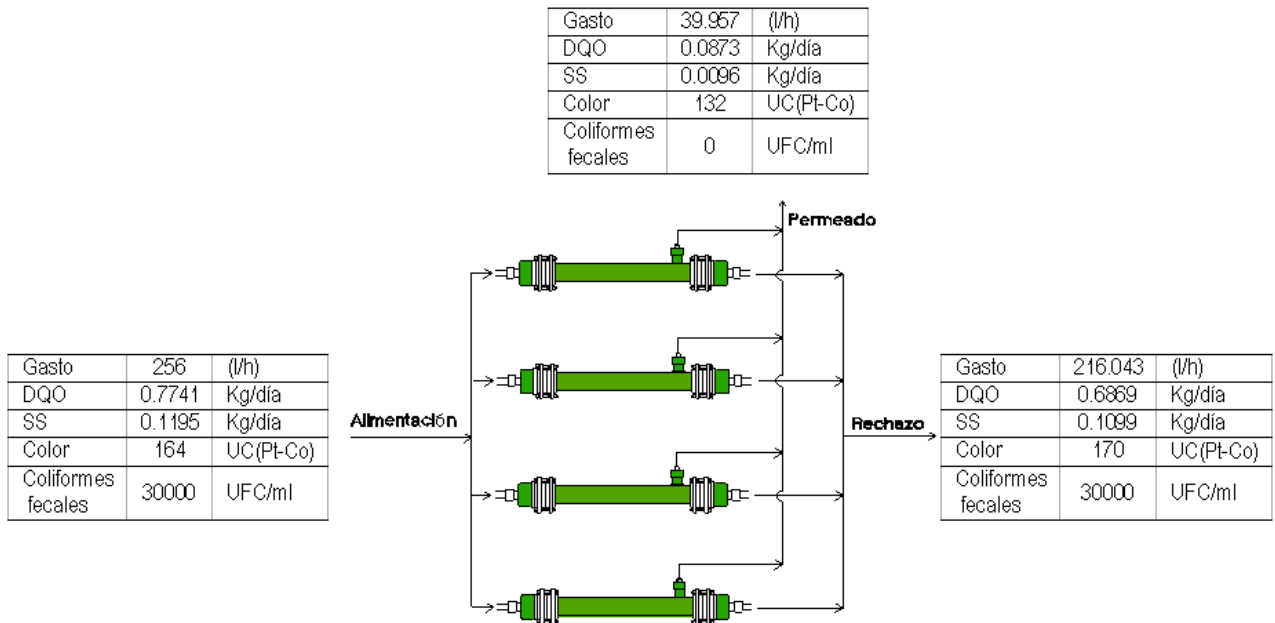


Figura 4.31. Balance de masa para el arreglo en paralelo.

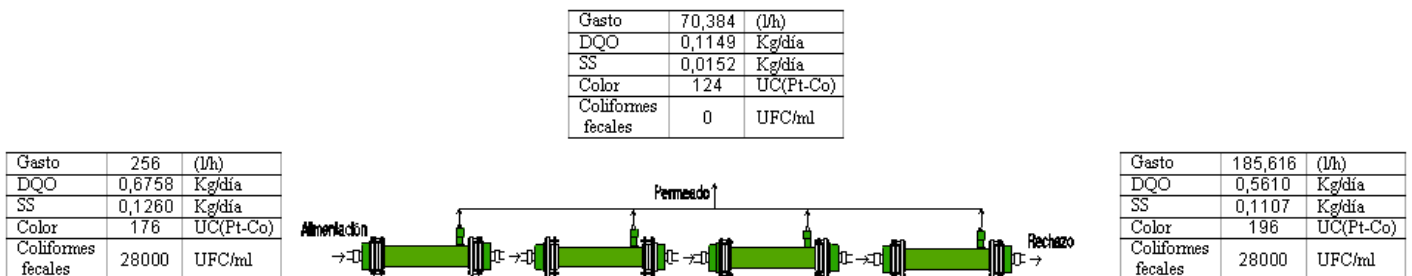


Figura 4.32. Balance de masa para el arreglo en serie.

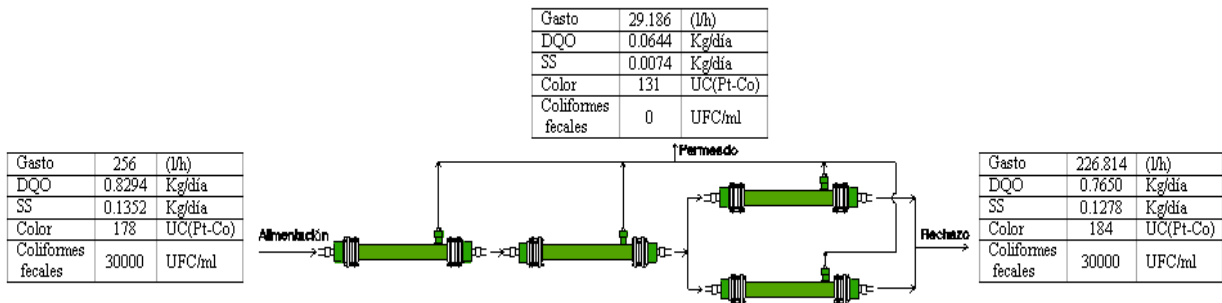


Figura 4.33. Balance de masa para el arreglo en serie y paralelo.

1.8 Costos de consumo de energía

Se determinaron los costos de tratamiento de cada arreglo únicamente en términos de consumo de energía.

Considerando que el costo de un kW/h en la Ciudad de México es de \$1.055 y que el equipo consume 1.11 kW, se determinó el consumo de energía para cada arreglo del sistema obteniendo los siguientes resultados:

El costo por litro se determinó con la metodología detallada en el punto 3.7.5

Tabla 4.15. Costos de consumo de energía para los diferentes arreglos empleados.

Tipo de arreglo	Gasto promedio (L/h)	kW consumidos	Costo kW/h (\$)	Costo por litro (\$)	Costo por 100 litros (\$)
Etapa simple (1 cartucho)	7,65	1.11	1.05	0.153	15.31
Paralelo (4 cartuchos)	39,96	1.11	1.05	0.029	2.93
Serie (4 cartuchos)	70,39	1.11	1.05	0.017	1.66
Serie y paralelo (4 cartuchos)	29,19	1.11	1.05	0.040	4.01

CAPÍTULO V

1 ANÁLISIS DE RESULTADOS

Se realizó una comparativa del sistema de ultrafiltración con equipos comerciales para analizar si los resultados obtenidos son congruentes con otros trabajos determinados en publicaciones (Tablas 5.1 y 5.2).

Se encontró que la presión de trabajo se encuentra dentro de los intervalos de trabajo de los equipos comerciales.

Tabla 5.1. Comparación resultados del sistema de ultrafiltración con equipos comerciales.

Parámetro	Equipos comerciales de ultrafiltración ⁽¹⁾	Sistema de ultrafiltración de la marca TRISEP Modelo M100 ⁽²⁾	Sistema de ultrafiltración utilizado en el laboratorio
Presión de trabajo (kPa)	1500	100	100
pH de trabajo	4.5-6.5	2-11	7
Temperatura máxima (°C)	35	2-45	24
Volumen tanque de alimentación	-	150	200

Tabla 5.2. Comparación de resultados del módulo de ultrafiltración con módulos comerciales

Parámetro	Equipos comerciales de ultrafiltración ⁽¹⁾	Sistema de ultrafiltración de la marca TRISEP Modelo M100 ⁽²⁾	Módulo en espiral del sistema de ultrafiltración utilizado en el laboratorio
Material de la membrana	-	Polietersulfona	Acetato de celulosa
Tamaño de poro de la membrana	-	0.05 μm	0.1 μm
Superficie de membrana por módulo (m ²)	30-34	16.6	0.3080
Gasto de permeado (m ³ /h)	1.25-1.58	0.9	0.070
Gasto de rechazo (m ³ /h)	-	0.1	0.185
% Recuperación	10-50	90	30
Pretratamiento necesario	Coagulación + filtración 5 μm	Coagulación + filtración 100 μm	Filtración por medio de arena

(1) Fuente: Fariñas Iglesias, Manuel. Ósmosis Inversa. Fundamentos, tecnología y aplicaciones. McGrawHill. España 1999.

(2) Fuente: Rojas Vargas Juan Carlos. Potabilización de aguas superficiales mediante el proceso de ultrafiltración con membranas arrolladas en espiral. 2008

De acuerdo a la tabla 5.2, el gasto de permeado del sistema es inferior al de los equipos comerciales, debido a que estos equipos utilizan módulos de mayores dimensiones que tienen un área de permeado mayor.

El porcentaje de flujo de permeado de el sistema de ultrafiltración es de 30%, encontrándose dentro de los valores límites de recuperación en comparación con equipos comerciales; sin embargo, existen equipos más avanzados que trabajan con un porcentaje de permeado de hasta un 90%.

1.1 Pérdidas de presión en el sistema.

En las figuras 4.18, 4.19, 4.20 y 4.21 se observa que las mayores pérdidas de presión teóricas se presentaron en el arreglo en serie.

Al realizar la experimentación se observó que la presión en todos los arreglos se mantuvo en 100 kPa, esto se atribuyó a que el hidroneumático mantuvo la presión constante en todo el sistema; sin embargo, las pérdidas de presión de un cartucho a otro fueron mínimas, incluso menores que la precisión del manómetro, por lo que éste no pudo registrar estas diferencias.

En las recomendaciones se propuso utilizar durante los ensayos, un manómetro digital con salida analógica y diferentes rangos de medición con la finalidad de obtener mayor precisión en la toma de lecturas.

Se realizó una comparación de las pérdidas por presión calculadas teóricamente con las medidas experimentalmente.

Las tablas 5.3, 5.4, 5.5 y 5.6, muestran las pérdidas de presión medidas de cada arreglo en diferentes puntos del sistema..

Tabla 5.3. Pérdidas de presión en el arreglo simple.

Punto	Presión experimental (Pa)	Presión teórica (Pa)	ΔP (Pa)
1	100,000	100,000	-
3	100,000	99,999.0787	-0.9213

Tabla 5.4. Pérdidas de presión en el arreglo paralelo.

Punto	Presión experimental (Pa)	Presión teórica (Pa)	ΔP (Pa)
1	100,000	100,000	-
2	100,000	99971.388	-28.61
4	100,000	99932.079	-39.31
5	100,000	99952.809	-18.57
7	100,000	99895.841	-56.96

Tabla 5.5. Pérdidas de presión en el arreglo en serie.

Punto	Presión experimental (Pa)	Presión teórica (Pa)	ΔP (Pa)
1	100,000	100,000	-
3	100,000	99960.691	-39.309
5	100,000	99921.382	-39.309
7	100,000	99882.073	-39.309
9	100,000	99842.764	-39.309

Tabla 5.6. Pérdidas de presión en el arreglo en serie y paralelo.

Punto	Presión experimental (Pa)	Presión teórica (Pa)	ΔP (Pa)
1	100,000	100,000	-
3	100,000	99960.691	-39.309
5	100,000	99921.382	-39.309
6	100,000	99913.909	-7.47
8	100,000	99904.197	-9.71
9	100,000	99913.909	-7.47
11	100,000	99904.197	-9.71

1.2 **Pruebas de rendimiento utilizando diferentes arreglos de los cartuchos.**

Al analizar los porcentajes de remoción de cada arreglo (Figuras 4.23, 4.25, 4.27 y 4.29), se observa que el arreglo en serie tuvo una mayor remoción de contaminantes.

Los datos presentan que el arreglo en serie obtuvo un mayor gasto y flux de permeado en comparación con demás arreglos. (Tabla 5.7).

Tabla 5.7. Resultados de flux de permeado para los diferentes arreglos.

Tipo de arreglo	Flux de permeado L/h m ²	Rendimiento por arreglo m ³ /día
Etapa simple (1 cartucho)	11.16 < Flux < 84	0.183
Paralelo (4 cartuchos)	118.74 < Flux < 157.98	0.958
Serie (4 cartuchos)	199.2 < Flux < 259.74	1.689
Paralelo y serie (4 cartuchos)	90.84 < Flux < 95.82	0.700

Por lo general en los sistemas de ultrafiltración comerciales, el mayor gasto de permeado se presenta en los arreglos en paralelo; sin embargo en nuestra investigación el gasto del arreglo en serie fue mayor al gasto en paralelo, debido a que el flujo de alimentación se aplicó directamente en los cartuchos arreglados en serie, ya que el gasto de alimentación se distribuyó hacia un múltiple de conexión con una salida hacia todos los módulos en serie (Figura 3.36), mientras que en el caso de los módulos colocados en paralelo, el flujo de alimentación se dividió en cuatro caudales provocando pérdidas de presión en el sistema y por lo tanto una menor cantidad de permeado (Figura 3.35)

Para el arreglo en serie se obtuvo un flux de permeado dentro del rango de $199.2 < \text{Flux, L/h m}^2 < 259.74$

1.2.1 Conductividad eléctrica.

La conductividad es directamente proporcional a la concentración de sólidos disueltos, por lo tanto cuanto mayor sea dicha concentración, mayor será la conductividad. En la tabla 5.8 se muestra la evolución de la conductividad en el influente, rechazo y permeado del sistema, se observa que la remoción de sólidos disueltos fue mínima debido a que la ultrafiltración no remueve sólidos disueltos.

Como se puede observar, no hay disminución ni diferencia significativa entre los valores de influente, rechazo y permeado. Sin embargo, los valores de la conductividad en el permeado fueron ligeramente menores que los medidos en el influente.

Tabla 5.8. Análisis comparativo de los resultados de conductividad eléctrica para los diferentes arreglos.

MUESTRA	Arreglo simple	Arreglo en paralelo	Arreglo en serie	Arreglo en serie y paralelo
	CE (µs/cm)	CE (µs/cm)	CE (µs/cm)	CE (µs/cm)
Influente	956	1184	1074	966
Rechazo	957,48	1189,36	1101,30	972,05
Permeado	908	1155	1002	919
%Remoción	5,02%	2,45%	6,70%	4,87%

1.2.2 Color

El color en el agua es originado principalmente por la presencia de iones metálicos naturales (hierro y manganeso), humus, materia orgánica disuelta y en suspensión y contaminantes domésticos entre otros.

Los datos que se muestran en la tabla 5.9 corresponden a los valores que se presentaron tanto en el influente, rechazo y permeado de los arreglos realizados con el sistema de ultrafiltración.

Se puede apreciar que la mayor remoción se logró con el arreglo en serie obteniendo en el permeado 124 UC (Pt-Co) con una remoción de 29,55%.

La reducción del color en el permeado se atribuye a la remoción principalmente de materia orgánica presente en el influente del sistema. Sin embargo, la membrana no removió completamente el color debido a materiales disueltos en al agua que no son eliminados por medio de la ultrafiltración.

Tabla 5.9. Análisis comparativo de los resultados de color para los diferentes arreglos.

MUESTRA	Arreglo simple	Arreglo en paralelo	Arreglo en serie	Arreglo en serie y paralelo
	Color UC(Pt-Co)	Color UC(Pt-Co)	Color UC(Pt-Co)	Color UC(Pt-Co)
Influente	143	164	176	178
Rechazo	1434	170	196	184
Permeado	116	132	124	131
%Remoción	19,00%	19,51%	29,55%	26,24%

1.2.3 Coliformes fecales

Una de las grandes virtudes de las membranas de ultrafiltración es su capacidad para desinfectar el agua sin problemas como las resistencias de los microorganismos al proceso de desinfección o la calidad del influente (Gómez et al, 2006). Esta capacidad quedó corroborada en nuestros ensayos para potabilización de aguas, con una eliminación del 100 % para los indicadores de contaminación fecal: Coliformes fecales.

En la tabla 5.10 se observa que en todos los arreglos realizados con el sistema hubo una remoción total de coliformes, obteniendo cero colonias en el permeado, concluyendo que la eficiencia de membrana en su eliminación fue del 100% y funciona como una barrera eficaz en el control bacteriológico.

Los sistemas comerciales presentan al igual un porcentaje de reducción de coliformes fecales del 99% a 100% encontrando que nuestros resultados se encuentran dentro de los intervalos.

Tabla 5.10. Análisis comparativo de los resultados de coliformes para los diferentes arreglos.

MUESTRA	Arreglo simple	Arreglo en paralelo	Arreglo en serie	Arreglo en serie y paralelo
	Coliformes Fecales UFC/100mL	Coliformes Fecales UFC/100mL	Coliformes Fecales UFC/100mL	Coliformes Fecales UFC/100mL
Influyente	28000	30000	28000	30000
Rechazo	28000	30000	28000	30000
Permeado	0	0	0	0
%Remoción	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%

1.2.4 Demanda Química de Oxígeno

Los valores de demanda química de oxígeno para el influente permeado y concentrado obtenidos en los cuatro arreglos se muestran en la tabla 5.11. Se observa que la menor concentración de DQO en el permeado fue de 68 mg/L para el arreglo en serie, debido a que sólo se removió materia en suspensión y no la disuelta.

Tabla 5.11. Análisis comparativo de los resultados de DQO para los diferentes arreglos.

MUESTRA	Arreglo simple	Arreglo en paralelo	Arreglo en serie	Arreglo en serie y paralelo
	DQO mg/L	DQO mg/L	DQO mg/L	DQO mg/L
Influyente	115	126	110	135
Rechazo	115,90	132,47	125,93	140,53
Permeado	85,64	91	68	92
%Remoción	25,53%	27,78%	38,18%	31,85%

1.2.5 Sólidos disueltos totales

De acuerdo con Mijatovic, 2004, la membranas con o sin pre-tratamientos han sido efectivas en la reducción de la turbidez, y partículas como los microorganismos tanto bacterianos como virales y los sólidos en suspensión, pero usualmente no son eficientes en la eliminación de partículas en el rango de tamaños coloidales y disueltos tal como la materia orgánica natural.

En nuestros resultados, se encontró que la membrana no removió sólidos disueltos debido a que la ultrafiltración no remueve sólidos disueltos. Sin embargo, la concentración de sólidos en el influente se encuentra por debajo del límite máximo de 1000 mg/L que establece la NOM-127-SSA1-1994.

Tabla 5.12. Análisis comparativo de los resultados de sólidos disueltos para los diferentes arreglos.

MUESTRA	Arreglo simple	Arreglo en paralelo	Arreglo en serie	Arreglo en serie y paralelo
	SDT mg/L	SDT mg/L	SDT mg/L	SDT mg/L
Influente	653	710	687	654,00
Rechazo	657,00	0,3925	689	657,00
Permeado	646,47	695	664	646,84
%Remoción	1,00%	2,11%	3,35%	1,09%

1.2.6 Sólidos suspendidos totales

Los valores de sólidos suspendidos para el influente permeado y concentrado obtenidos en cada uno de los arreglos se muestran en la tabla 5.13. Se observa que la menor concentración de sólidos suspendidos en el permeado fue de 9 mg/L para el arreglo en serie obteniendo una remoción de 48.59%.

La presencia de sólidos suspendidos en el permeado se atribuye al tamaño de los sólidos menores a 1 μm que lograron atravesar la membrana como lo son: azúcares, aminoácidos, tintes sintéticos, gelatinas, herbicidas, pesticidas, proteínas, asbestos, humo de tabaco, sales acuosas, etc.

El tamaño de poro de la membrana con la que se trabajó fue de 0.1 μm , por lo tanto los sólidos suspendidos de tamaño menor a 0.1 μm son los que se reportan en la siguiente tabla:

Tabla 5.13. Análisis comparativo de los resultados de sólidos suspendidos para los diferentes arreglos.

MUESTRA	Arreglo simple	Arreglo en paralelo	Arreglo en serie	Arreglo en serie y paralelo
	SST mg/L	SST mg/L	SST mg/L	SST mg/L
Influyente	19,45	22	20,5	19,45
Rechazo	19,71	24,13	24,86	20,67
Permeado	11,00	10,5	9	10,00
%Remoción	43,44%	52,27%	56,10%	48,59%

1.2.7 pH

El pH es una medida de la acidez o alcalinidad de una solución. La NOM-127-SSA1-1994 establece un intervalo de pH de 6.5 a 8.5 unidades.

Cuando el pH del agua a tratar es relativamente alto (en torno a 8), esto facilita la precipitación de sales poco solubles principalmente los carbonatos y los sulfatos de calcio. (Fariñas, 1999).

Debido a que las membranas de acetato de celulosa tienden a ser sensibles a la temperatura (50°C máximo) y al deterioro químico (pH entre 3 y 8) (Chacon, 2006) durante la experimentación, se midió el pH con la finalidad de corroborar que los valores estuvieran dentro de un intervalo de 3 a 8.

Los resultados obtenidos durante los ensayos se muestran en la tabla 5.14 donde se observa que no hubo variación de pH manteniéndose en un valor neutro de 7 que se encuentra dentro del límite permisible que establece la norma.

Tabla 5.14. Análisis comparativo de los resultados de pH para los diferentes arreglos.

MUESTRA	Arreglo simple	Arreglo en paralelo	Arreglo en serie	Arreglo en serie y paralelo
	pH	pH	pH	pH
Influyente	7,8	7,8	7,8	7,70
Rechazo	7,80	7,80	7,90	7,70
Permeado	7,7	7,7	7,7	7,60

El sistema de ultrafiltración no modificó en ningún momento este parámetro, debido a que la actividad de ultrafiltración es netamente física.

Cabe mencionar que el sistema trabajó con valores de pH neutros al igual que en los equipos comerciales (Tabla 5.2).

1.2.8 Balance de masa

De acuerdo con el resultado del balance de masas se puede observar que se tiene una reducción en la concentración de demanda química de oxígeno, sólidos suspendidos, disminución de color y ausencia de coliformes fecales a la salida del permeado. Esta reducción se le atribuye a la remoción de contaminantes por medio de la membrana.

Por otro lado, en el flujo de rechazo se observa, en todos los arreglos, un incremento en la concentración de DQO, sólidos suspendidos, color y coliformes fecales. Este aumento se le atribuye a que los contaminantes que no atravesaron la membrana se mezclaron con el flujo de rechazo ocasionando una mayor concentración de estos parámetros.

De igual forma, las cantidades de flujo de permeado fueron menores que el flujo de rechazo en todos los arreglos.

El flujo de permeado para sistemas comerciales se encuentra dentro de un rango de 35-100% mientras que el flujo de rechazo se encuentra en proporción de 65 a 10% respectivamente (Medina, 2000).

En nuestro caso, el porcentaje de flujo de permeado fue de aproximadamente 30% mientras que en flujo de rechazo fue de aproximadamente un 70%.

Esto parece indicar que nos encontramos en los valores límites de recuperación en comparación con los equipos comerciales, sin embargo, existen equipos que trabajan con un porcentaje de permeado de hasta un 90% (Tabla 5.1)

1.3 Costos de consumo de energía

Se determinaron los costos de tratamiento de cada arreglo únicamente en términos de consumo de energía.

En la tabla 4.15 se observa que el arreglo del sistema que tuvo un menor costo por consumo de energía fue el arreglo en serie.

El tiempo aproximado para tratar 100 litros utilizando el arreglo en serie es de 1.42 horas utilizando 4 cartuchos, consumiendo 1.57 kW obteniendo un costo por 100 litros de \$1,66.

CAPITULO VI

1 CONCLUSIONES

De acuerdo con los resultados obtenidos durante la investigación y considerando los antecedentes bibliográficos en relación con el tratamiento de aguas mediante la tecnología de membranas de ultrafiltración, se han establecido las siguientes conclusiones:

- Se encontró que el arreglo que tuvo una mayor remoción de contaminantes fue el arreglo en serie, ya que presentó los porcentajes más altos de remoción con respecto a los demás arreglos, en cuanto a coliformes fecales (100%), DQO (38%) sólidos suspendidos (56%) y color (29%).
- De los ensayos realizados, el arreglo que presentó un mayor flux de permeado fue el arreglo en serie utilizando 4 cartuchos con 4 etapas y trabajando a una presión de 100 kPa, obteniendo un intervalo de permeado de $199.2 < \text{Flux, L/ h m}^2 < 259.74$. El resto de los arreglos mostraron un menor flux de permeado.
- El porcentaje de flujo de permeado del sistema de ultrafiltración es de 30%, encontrándose dentro de los valores límites de recuperación en comparación con equipos comerciales; sin embargo, existen equipos más avanzados que trabajan con un porcentaje de permeado de hasta un 90%.
- La introducción de un filtro de arena como pretratamiento a la membrana de ultrafiltración, produce un efecto positivo en el rendimiento del sistema permitiendo homogeneizar la calidad del agua a valores de 956 ($\mu\text{s/cm}$) de conductividad eléctrica, 115 mg/L de DQO, 28×10^3 UFC/100mL de coliformes fecales y 19.45 mg/L de sólidos suspendidos totales
- Mediante la aplicación de membranas de ultrafiltración en tratamiento de aguas, podemos asegurar una total ausencia de coliformes fecales. Esta calidad permaneció inalterable a lo largo de toda la experimentación independientemente de la calidad del influente.
- El sistema de ultrafiltración suministra un promedio de 1500 litros al día con 4 módulos en serie y un área de membrana por cartucho de 0.308 m², suficiente para abastecer alrededor de 7 a 8 personas al día, con una dotación de 200 litros por habitante al día.

- Finalmente, los resultados de este trabajo, aportan datos para seguir construyendo e incorporando nuevos sistemas de ultrafiltración, permitiendo contar con dispositivos que eventualmente, mejoren la calidad del agua que se entrega a la población y, potencialmente, el agua que se recicla y se reutiliza.

RECOMENDACIONES

Una vez finalizado el estudio de investigación, se plantean a continuación algunas ideas que fueron surgiendo durante todo este tiempo de trabajo con el fin de prestar cierta asesoría en futuras investigaciones:

- Para el análisis de los resultados de los ensayos obtenidos con el prototipo, se recomienda realizar una comparación con equipos comerciales para evaluar la producción de flux y su calidad.
- Durante los ensayos, se recomienda utilizar un manómetro digital con salida analógica y diferentes rangos de medición con la finalidad de obtener mayor precisión en la toma de lecturas.
- Se debería estudiar, la efectividad del proceso de ultrafiltración empleando otro tipo de membrana con diferente conformación, peso molecular y material.
- Es conveniente, tratar de incrementar el porcentaje de flujo de permeado, y el porcentaje de recuperación para lograr una mayor rendimiento del sistema.
- Se recomienda realizar ensayos con un arreglo de dos cartuchos en paralelo seguido por dos cartuchos en serie para considerar todos los arreglos posibles.

BIBLIOGRAFÍA

Aguilar Ortega Andres, (2006). **Determinación del tipo de membrana óptimo para potabilizar el agua del Acuífero de Tula.** Tesis de Maestría. Facultad de Ingeniería. UNAM, México, DF

Akoum, O.; Chotard-Godsnia, O.; Ding, L.H.;v Jaffrin, M.Y. (2003). **Ultrafiltration of low heated and UHT skim miles with shear enhanced vibrating filtration system**

Asano, T. y Cotruvo, J. A. (2004).**Groundwater recharge with reclaimed municipal wastewater: Health and regulatory considerations.** Water Res., 38, 1941-1951.

AWWA. (1998). American Water Works Association Research Foundation, Lyonnaise des Eaux, Water Research Commision of Africa. **Tratamiento del agua por procesos de membrane: Principios, procesos y aplicaciones.** Primera edición en español, MC Graw Hill. México, 1-126, 293-477 y 673-714 pp.

Bourgeois K. N., Darby J. L. y Tchobanoglous G., (2001).**Ultrafiltration of wastewater: effects of particles, mode of operation, and backwash effectiveness** Water Research vol. 35 No. 1, pp. 77-90.

Brans, G.; Schröen, C.G.P.H.; Van Der Sman, R.G.M ; Boom, R.M. (2004). **Membrane fractionation of milk: state of the art and challenges.** Journal of Membrane Science 243: 263–272.

Bryony, J.; JAMES; Yan, Jing; Xiao Dong Chen. (2003). **Membrane fouling during filtration of milk: a microstructural study.** Journal of Food Engineering 60(1): 431–437.

Carrillo de Albornoz, Javier; Bujalance, Lourdes; Sánchez Jaime, (2006). **Planta Piloto en la E.R.A.R. La China (Madrid).** Estación Regeneradora de Aguas Residuales de La China (Madrid)

Chacón Villalobos Alejandro, (2006). **Tecnologías de membranas en la industria láctea.** Agronomía Mesoamericana. 17(2): 243-264. 2006

Cheryan, Munir., (1998). **Ultrafiltration and microfiltration handbook.** Second edition. Boca raton, Florida

Crites, Ron; Tchobanoglous George, (2004). **Tratamiento de Aguas Residuales en Pequeñas Poblaciones.** Primera edición. Editorial Mc Graw Hill.

Cuartas Gia Beatriz, (1999). **Tecnologías de membrana.** Grupo de Investigaciones Ambientales.

www.tecnologiaslimpias.org/html/archivos/catalogo/Catalogo%20ID34.doc

Custodio, Emilio, (1983). **Teoría elemental del flujo de agua en los medios porosos.** En: Hidrología Subterránea, Volumen I, Capítulo 8, 445-606. Editorial Omega, S.A., Barcelona.

D'Souza, N. M.; Mawson, A. J. (2005). **Membrane Cleaning in the Dairy Industry: A Review.** Critical Reviews in Food Science and Nutrition 45(1):125–134.

Elimelech Menachem, Costa Ana Rita, De Pinho Maria Norberto, (2006). **Mechanisms of colloidal natural organic matter fouling in ultrafiltration.** Journal of membrane Science 281. pp. 716-725.

Fariñas, M. (1999). **Ósmosis inversa. Fundamentos, Tecnología y Aplicaciones**". España, McGraw-Hill.

Flores Camacho Manuel, (2000). **Aplicaciones de la ultrafiltración a problemas ambientales de aguas residuales.** Tesis de licenciatura. Facultad de Química, UNAM, México, DF ,pp 1.

Fundación Centro Canario del Agua. (Enero 2003). **Introducción a los biorreactores de membranas.**

García Olmos Carlos Francisco, (2002). **Aplicación de la ósmosis inversa y la nanofiltración en el acondicionamiento de aguas para calderas.** Tesis Doctoral. Universidad de Oviedo.

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

Gutiérrez Galicia Francisco, (2003). **Diseño de sistemas de desalación por ósmosis inversa.** Facultad de Ingeniería, UNAM, México, DF

Hernández A., F. Tejerina, J.I. Arribas, L. Martínez y F. Martínez, (1990). **Microfiltración, Ultrafiltración y Ósmosis Inversa.** Universidad de Murcia

Ibarz Ribas Alberto, Barbosa-Cánovas Gustavo V. (2005). **Operaciones Unitarias en la Ingeniería de alimentos.** Mundi-Prensa Libros

James, B.; Jing Yan; Chen Xiaodong, (2003). **Membrane fouling during filtration of milk a microstructural study.** Journal of Food Engineering 60(4):431-437.

Jiménez Cisneros Blanca Elena, (2002). **La Contaminación Ambiental en México**. Editorial Limusa. México DF.

Krstic, D.; Tekic, M.; Caric, M.; Milanovic, S. (2003). **Kenics static mixer as turbulence promoter in cross-flow microfiltration of skim milk**. Separation Science and Technology. 38(7):1549–1560.

Lee C. W., Bae S.D., Han S.W. y Kang L.S.(2006). **Application of ultrafiltration hybrid membrane processes for reuse of secondary effluent**. Desalination. 202 (2006) 239–246

Lazarova, V.; Levine, B; Sack, J; Cirelli, G.; Jefferey, P.; Muntau, H.; Salgot, M. y Brissaud, F. (2001). **Role of water reuse for enhancing integrated water management in Europe and Mediterranean countries**. Wat. Sci. Tech., 43 (10), 25-33.

Mahaut, M. (1992). **Aplicaciones de la ósmosis inversa, ultrafiltración y microfiltración en la industria láctea**. Revista Argentina de Lactología 6(6): 19-44.

Makardij, A.; Chen, X. D.; Farid, M. M. (1999). **Microfiltration and ultrafiltration of milk: some aspects of fouling and cleaning**. Food and Bioproducts Processing 77(C2): 107-113.

Marshall, A.D.; Munro, P.A.; Trägårdh, G. (1993). **The effect of protein fouling in microfiltration and ultrafiltration on permeate flux, protein retention and selectivity: A literature review**. Desalination 91(1):65–108.

Martínez Pereda Pedro, Vega González Eduardo; Silva Martínez Ana Elisa; Maldonado Vergara, Diego Ricardo, Apartado Mancilla Luis Alberto, (2007). **Desarrollo de un prototipo de ultrafiltración en la Facultad de Ingeniería de la UNAM**. XVI Congreso Nacional de Ingeniería y Ciencias Ambientales. México, DF.

Martínez Pereda Pedro, Vega González Eduardo; Silva Martínez Ana Elisa; Apartado Mancilla Luis Alberto; Maldonado Vergara Diego Ricardo, (2007). **Diseño y construcción de un prototipo de ultrafiltración en la Facultad de Ingeniería de la UNAM**. IV Simposio sobre la investigación y desarrollo en la Facultad de Ingeniería. México, DF.

Medina, J. A., (2000). **Desalación de aguas salobres y de mar. Ósmosis inversa**. España, Ediciones Mundi-Prensa.

Mercé Raventós, Sonia Duarte, (2007). **Tecnología de membranas**. Universidad Politécnica de Cataluña

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

Ordaz Rojas Rafael, (1998). **Optimización de una línea de producción en la industria alimenticia, a través de equipos de ultrafiltración y su impacto en la valuación de activos.** Tesis de Licenciatura, Facultad de Química, UNAM, México, DF.

Pilutti Michael B, Julio, (2002). **Desarrollo de un módulo industrial.** Boletín Informativo El Manantial. Número 15. Editado por el Centro Canario del Agua

Reynolds, T. D., (1977). **Unit Operations And Processes in Environmental Engineering**, Boston MA. PWS-Kent

Rodríguez Jerez José Juan. (4 enero 2006). **Filtración por membrana y elaboración de alimentos.** Diario de la seguridad alimentaria. <http://www.consumaseguridad.com/ciencia-y-tecnologia/2006/01/04/21837.php>

Rojas Vargas Juan Carlos (2008). **Potabilización de aguas superficiales mediante el proceso de ultrafiltración con membranas arrolladas en espiral.** Tesis doctoral. Departamento de Ingeniería Civil. Instituto del Agua. Universidad de Granada. España.

Ruiz Mazon Virgilio, (2001). **La desalinización. Una alternativa para el abastecimiento de agua en México.** Tesis. UNAM. Facultad de Ingeniería.

Saavedra Aldo, Romero Julio, (2007). **Aspectos generales sobre procesos y tecnologías de membranas.** Curso electivo de procesos de membranas. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Santiago de Chile.

Sablani S. S., Goosen M. F. A., Al-Belushi R., Wilf M., (2001). **Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis: a critical review.** Desalination 141 pp. 269-289.

Schafer A. I. Fane A. G. y Waite T. D. (2001). **Cost factors and chemical pretreatment effects in the membrane filtration of waters containing natural organic matter.** Water Research. Vol. 35, No. 6 pp. 1509-1517.

Schirg Peter Gustav, (2001). **Introducción a la teoría y práctica de la técnica de membranas.** www.membram.com

Schneider, R. P. y Tomoyuki-Tsutiya M, (2001). **Membranas Filtrantes para el Tratamiento de Agua, Esgoto e Agua de Reuso.** 1ª edición ABES, São Paulo, Brasil.

Schulz, Christopher R, (1990). **Tratamiento de aguas superficiales para países en desarrollo**. Editorial Limusa. México. 391 pp.

Taylor J. S., Duranceau S. J., Barret W. M. y Goigel J.F., (1989). **Assessment Of Potable Water Membrane Applications And Research Needs**. American Water Works Association, Research Foundation. E.U.

Tong, P. S.; Barbano, D. M.; Rudan, M. A. (1988). **Characterization of proteinaceous membrane foulants and flux decline during the early stages of whole milk ultrafiltration**. Journal of Dairy Science 71(3):604-612.

Torres Romero José Luis, (2001). **Potabilización del agua subterránea del Valle del Mezquital mediante membranas para el suministro a la Ciudad de México**. Tesis de Maestría. Facultad de Ingeniería, UNAM, México, DF.

Van Dijk, J. C., Oomen, J. H. C. M. (1978). **Filtración lenta en arena para abastecimiento público de aguas en países en desarrollo: Manual de diseño y construcción**. Centro Internacional de Referencia para Abastecimiento Público de Agua y Saneamiento.

Vega González E., Martínez Pereda Pedro, Silva Martínez, (2006). **Efecto de cambios de presión sobre la concentración de polarización y deposición de partículas en membranas hidrofílicas**. XV Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales. EXPO Guadalajara.

Wagner, Jorgen, (2001). **Membrane Filtration Handbook. Practical Tips and Hints**. Osmonics. Second Edition. Revision 2.

Wales Jimmy, Sanger Larry. (2007). **Wikipedia**. La enciclopedia libre.
http://es.wikipedia.org/wiki/Coeficiente_de_permeabilidad

Weber, W. J. (1972). **Physicochemical Processes For Water Quality Control**. New York: John Wiley and Sons.

Wegelin, Martin, (1988). **Filtración gruesa de flujo horizontal: Manual de diseño, construcción y operación**. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente. Lima Perú. 95 pp.

WHO. World Health Organization. (1996). **Analysis of wastewater for use in agriculture: A laboratory manual of parasitological and bacteriological techniques**. Edited by Ayres, R. and Mara, D., 31 pp.

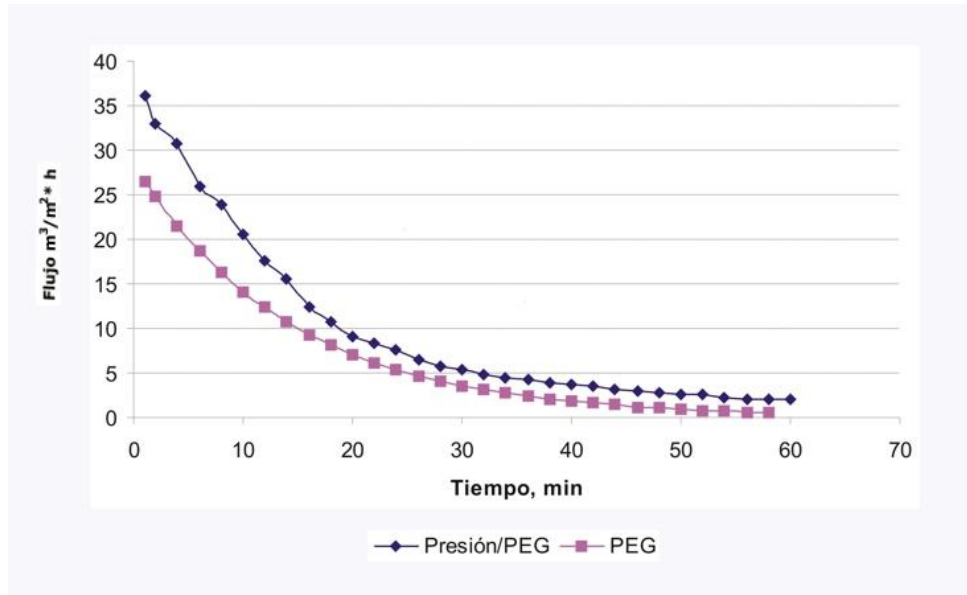
PÁGINAS DE INTERNET CONSULTADAS

- <http://www.acsmedioambiente.com/equipos/ultrafiltracion.htm>
- <http://www.fresnovalves.com/pdf/Media%20Book%20Spanish.pdf>
- <http://www.lenntech.com/espanol/filtracion-de-arena.htm>
- http://icc.ucv.cl/geotecnia/03_docencia/02_laboratorio/manual_laboratorio/permeabilidad.pdf
- <http://www.lfc.gob.mx/tarifaEnergia1>

ANEXO 1. CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA

CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA

Flux- Capacidad de permeado de la membrana



Los resultados de los experimentos de laboratorio mostraron el siguiente comportamiento del flujo:

De acuerdo con el gráfico anterior el flujo se estabiliza en el valor de:

$$\begin{aligned} \text{Flujo, m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h} &= 2.5 \\ \text{Flujo del rechazo, \%} &= 75 \\ \text{Flujo, m}^3/\text{m}^2\cdot\text{s} &= 0.0007 \end{aligned}$$

Area de filtración

La unidad de ultrafiltración es del tipo en espiral, por lo cual el área de filtración depende de las siguientes propiedades del cartucho:

$$\begin{aligned} \text{Diámetro del eje de la espiral, mm} &= 20 \\ \text{Número de revoluciones sobre el eje} &= 3.5 \\ \text{Longitud del eje (l), m} &= 0.4 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Perímetro del eje (p), m} &= 0.0628 \\ \text{Área de la membrana, m}^2 &= 0.308 \end{aligned}$$

Gasto de diseño

Fórmula para el cálculo del gasto de diseño

$$Q = V * A$$

donde

$$Q = \text{Gasto de diseño, m}^3/\text{s}$$

$$V = \text{Velocidad media, m/s (Flux)}$$

$$A = \text{área de la membrana de filtración, m}^2$$

$$\text{Gasto permeado, m}^3/\text{s} = 0.000122173$$

$$\text{gasto de rechazo, m}^3/\text{s} = 0.000366519$$

$$\text{gasto por cartucho, m}^3/\text{s} = 0.000488692$$

$$\text{gasto influente, m}^3/\text{s} = 0.000977384$$

Régimen de flujo

El tipo de flujo en el sistema de ultrafiltración se determina con base en :

Fórmula para el cálculo del Número de Reynolds (R)

$$R = V * D / u$$

donde

$$V = \text{Velocidad media, m/s}$$

$$D = \text{Diámetro interno del conducto, m}$$

$$u = \text{Viscosidad cinemática del fluido}$$

Fórmula para el cálculo de la velocidad (v)

$$v = Q/A$$

Donde:

$$Q = \text{gasto, m}^3/\text{s}$$

$$A = \text{área de la sección transversal, m}^2$$

Fluido : Agua a 20°C

Diámetro propuesto de la tubería, mm= 13

Viscosidad cinemática del fluido, m²/s= 0.00000113

Área de la sección transversal, m²= 0.000132732

Velocidad del fluido, m/s= 7.363576594

Número de Reynolds= 84713.71303

Tipo de flujo : TURBULENTO

Pérdidas de carga en tuberías por efecto de fricción

Fórmula de Darcy-Weisbach

$$h_f = f (L / D) * (V^2 / 2g)$$

donde

h_f = pérdidas por fricción, m

f = factor de fricción, adimensional

L = longitud de tubería, m

D = diámetro interior de tubería, m

V = velocidad del fluido, m/s

g = constante de la aceleración gravitacional, m/s²

para flujo turbulento el factor de fricción se calcula con base en:

Fórmula de Colebrook:

$$1/ f^{0.5} = -2 \log ((\epsilon/3.7D) + (2.51/R*f^{0.5}))$$

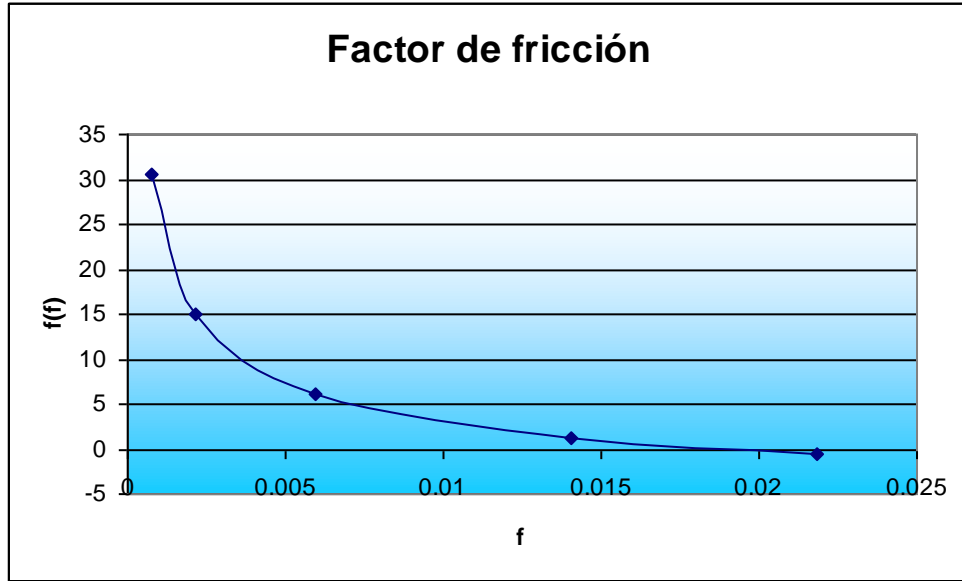
donde

ϵ = factor de rugosidad, 0.00004572m (acero)

factor de rugosidad, m = 0.00004572

En flujo laminar el factor de fricción es $f = 64/R$

tomando como valor inicial de la raíz, $64/R$, $f=$	0.00075549	0.00217618	0.00593097	0.01405759	0.02185832
valor de la suma de los cocientes= $=$	0.00107813	0.0006353	0.00038489	0.00025006	0.00020057
$f(x)=$	30.4473685	15.0423784	6.15553383	1.23029892	-0.63166814
$f'(x)=$	-21431.2625	-4006.18938	-757.452677	-157.715884	-63.2210599
$f_{n-1}=$	0.00217618	0.00593097	0.01405759	0.02185832	0.0118669



Área requerida (m²)= 0.0001
 Diámetro (m)= 0.013
 Diámetro (in)= 0.512
 Diámetro propuesto, in= 0.5
 Diámetro interno (in)= 0.5
 Diámetro interno (m)= 0.013
 Área (m²)= 0.000127
 Velocidad (m/s)= 7.716 ft/s= 25.30
 Longitud de la tubería de conducción, m= 3.5
 Pérdidas de carga por fricción en tuberías hf, m = 15.051

Lista de accesorios y pérdidas

	Cantidad	Ki	K	Características
1. Válvula de compuerta	1	0.18	0.18	Totalmente abierta
2. Codos de 90°	2	0.69	1.38	Uniones bridadas r/d=1
3. Te	1	0.46	0.46	
3. Salida	1	1	1	
4. Entrada	1	0.5	0.5	
		Σ=	3.52	

Pérdidas de carga en accesorios
 hf(m)=10.680
 hfT(m)= 25.731

Carga dinámica total

Presión de operación máxima permisible (hp), kPa= 100
carga estática del nivel de descarga (he), mca= 1.5
Carga total del sistema (HT = hp + he + hfT), mca= 37.4313884

Estimación de la potencia de bomba

Fórmula para el cálculo de la potencia de equipo de bombas

$$HP = Q \cdot (1.2HT) / (75 \cdot ef)$$

Q = Gasto en LPS

HT =Carga dinámica total

ef = factor de eficiencia aprox. 0.5-0.6

potencia de bomba, HP =0.29

Con este valor se elije una potencia de la bomba de 0.5 HP.

ANEXO 2. PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN EL SISTEMA

Pérdidas de carga en tuberías por efecto de fricción

Fórmula de Darcy-Weisbach

$$h_f = (f \cdot L / D) \cdot (V^2 / 2g)$$

h_f = Pérdidas de presión por fricción, m

f = Factor de fricción, adimensional

L = Longitud de la tubería, m

D = Diámetro, m.

v = Velocidad, m/s.

g = Constante de la aceleración, m/s^2

Pérdidas de presión por accesorios

$$h_s = K v^2 / 2g$$

h_s = Pérdidas de presión por accesorios, m

K = Coeficiente o factor de pérdida

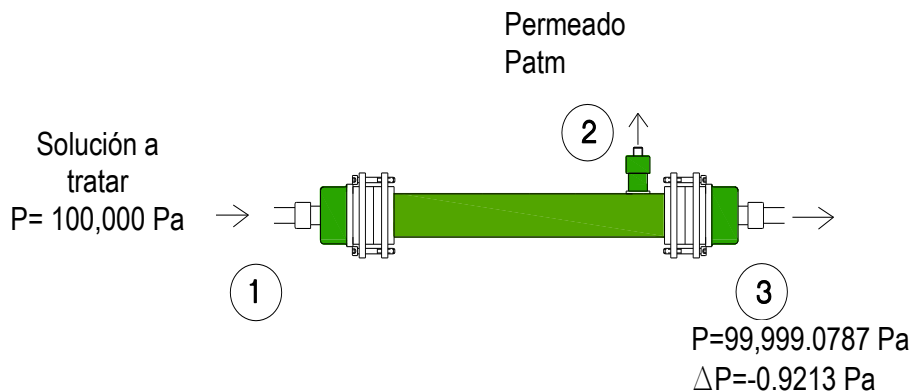
v = velocidad, m/s

g = Constante de la aceleración, m/s^2

Carga total del sistema

$$(HT = h_p + h_e + h_fT), \text{ mca}$$

Arreglo 1. Módulo simple:



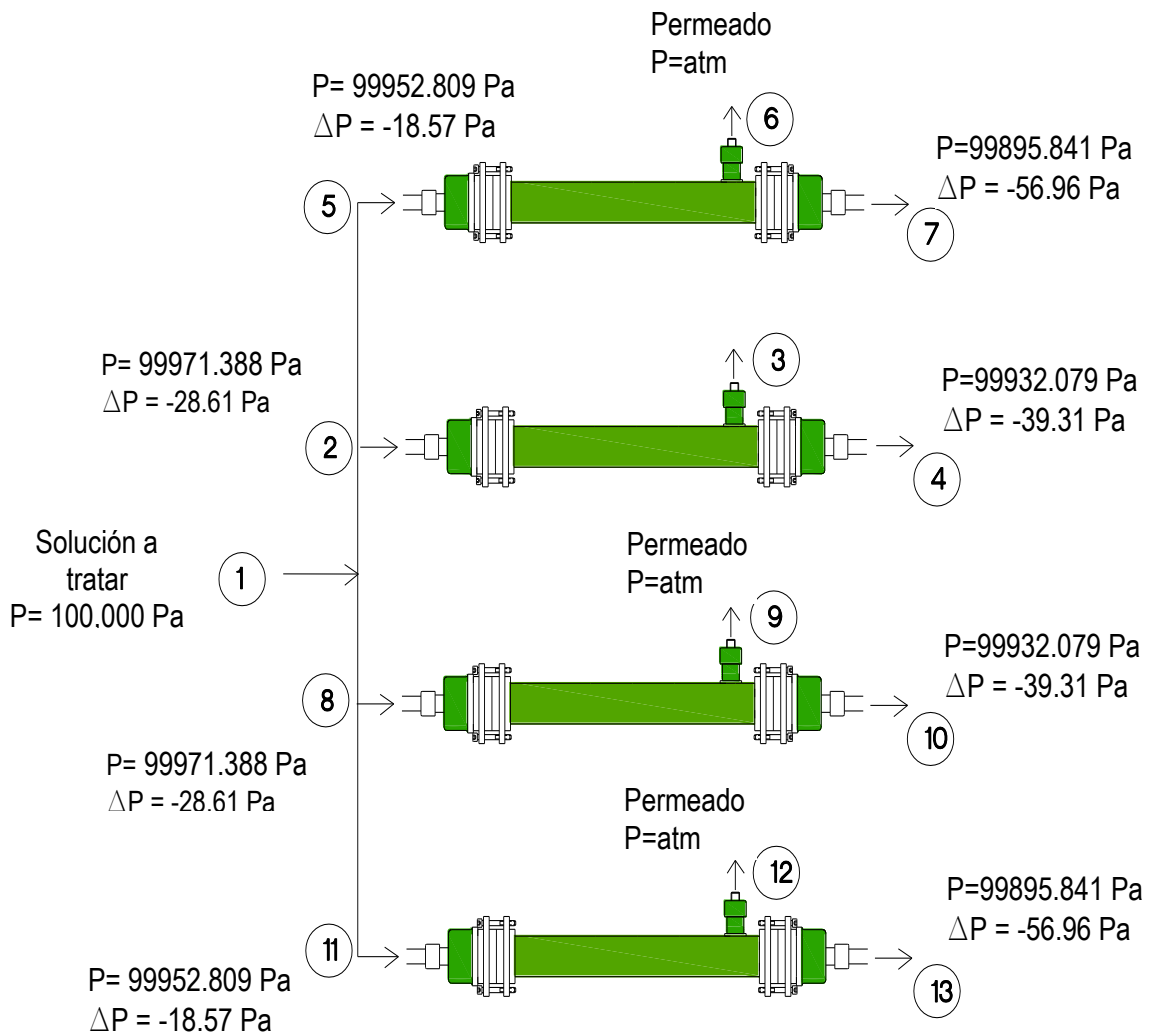
Pérdidas de presión del punto 1 a 3								
D (m)	Área (m ²)	Gasto (m ³ /s)	F	v (m/s)	L (m)	hf (m)	hs (m)	htotal (m)
0,02	0,00031416	7,11111E-05	0,0018	0,22635317	0,4	9,4011E-05	0	9,4E-05

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	1	0,69	0,69
Entrada	1	0,5	0,5
	1	0,18	0,18
		ΣKi	1,37

Presión en el punto 1 = 100 kPa =	10.2040	m.c.a.	100000 Pa
Presión en el punto 3= 10,5-htotal=	10.2039	m.c.a.	99999.08 Pa

$\Delta P = -0.9213 \text{ Pa}$

Arreglo 2. Módulos en paralelo



Pérdidas de presión del punto 1 a 2

D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	7,11111E-05	0,0018	0,226353168	0,2	4,701E-05	2,873E-03	2,920E-03

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	0	1	0
Entrada	0	0,5	0
Válvula de compuerta	1	0,18	0,18
Te	2	0,46	0,92
Codos de 90 ^a	0	0,69	0
		ΣKi	1,1

Presión en el punto 1 = 100 kPa =	10.2040	m.c.a.=	100000	Pa
Presión en el punto 2= Presión en 1 - htotal=	10.2011	m.c.a. =	99971.38841	Pa
$\Delta P = -28.61159235$ Pa				

Pérdidas de presión del punto 2 a 5

D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	7,11111E-05	0,0018	0,226353168	0,4	9,401E-05	1,802E-03	1,896E-03

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	0	1	0
Entrada	0	0,5	0
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	1	0,69	0,69
		ΣKi	0,69

Presión en el punto 2 =	10.20116208	m.c.a.=	99971.38841	Pa
Presión en el punto 5= Presión en 2-htotal =	10.1992662	m.c.a.=	99952.80879	Pa
$\Delta P = -18.5796$ Pa				

Pérdidas de presión del punto 5 a 7

D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	7,11111E-05	0,0018	0,226353168	0,4	9,401E-05	5,719E-03	5,813E-03

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	0	1	0
Entrada	0	0,5	0
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	1	0,69	0,69
		ΣKi	0,69

Presión en el punto 5 =	10.1992	m.c.a.=	99952.80879	Pa
Presión en el punto 7= Presión en 5-htotal =	10.19345	m.c.a.=	99895.84152	Pa
$\Delta P = -56.9672$ Pa				

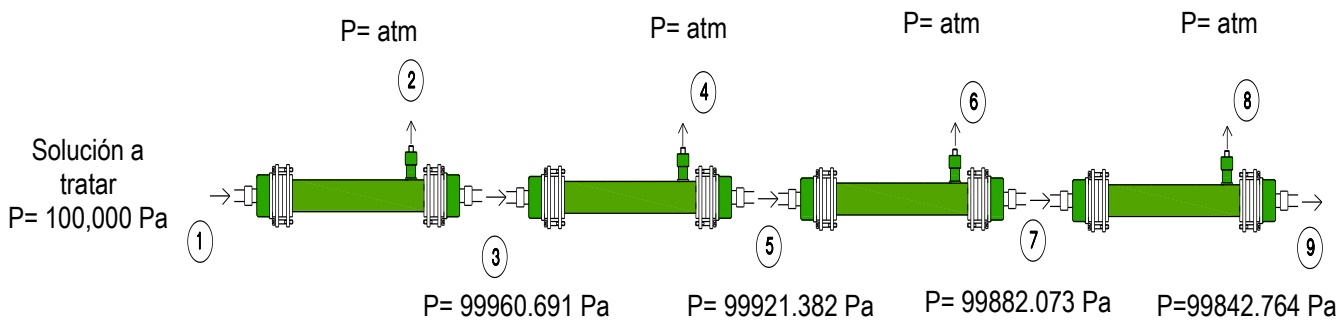
Pérdidas de presión del punto 2 a 4

D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(cm)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	7,11111E-05	0,0018	0,22635317	0,4	9,401E-05	3,917E-03	4,011E-03

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	1	1	1
Entrada	1	0,5	0,5
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	0	0,69	0
		ΣKi	1,5

Presión en el punto 2 =	10,19708045 m.c.a.=	99971.388 Pa
Presión en el punto 4 =Presión en 2-htotal=	10,19306933 m.c.a.=	99932.079 Pa $\Delta P=39.31$ Pa

Arreglo 3. Módulos en serie



Pérdidas de presión del punto 2 a 4

D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	7,11111E-05	0,0018	0,22635317	0,4	9,401E-05	3,917E-03	4,011E-03

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	1	1	1
Entrada	1	0,5	0,5
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	0	0,69	0
		ΣKi	1,5

Presión en el punto 1 =100kPa=	10,2 m.c.a.= 100000 Pa
Presión en el punto 3 =Presión en 1-htotal=	10,19598888 m.c.a.= 99960.691 Pa $\Delta P=-39.309$ Pa

Pérdidas de presión del punto 3 a 5

D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	7,11111E-05	0,0018	0,22635317	0,4	9,401E-05	3,917E-03	4,011E-03

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	1	1	1
Entrada	1	0,5	0,5
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	0	0,69	0
		ΣKi	1,5

Presión en el punto 3 =	10,19598888 m.c.a.= 99960.691 Pa
Presión en el punto 5 =Presión en 3-htotal=	10,19197777 m.c.a.= 99921.382 Pa $\Delta P=-39.309$ Pa

Pérdidas de presión del punto 5 a 7

D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	7,11111E-05	0,0018	0,22635317	0,4	9,401E-05	3,917E-03	4,011E-03

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	1	1	1
Entrada	1	0,5	0,5
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	0	0,69	0
		ΣKi	1,5

Presión en el punto 5 =	10,19197777 m.c.a.= 99921.382 Pa
Presión en el punto 7 =Presión en 5-htotal=	10,18796665 m.c.a.= 99882.073 Pa $\Delta P=-39.309$ Pa

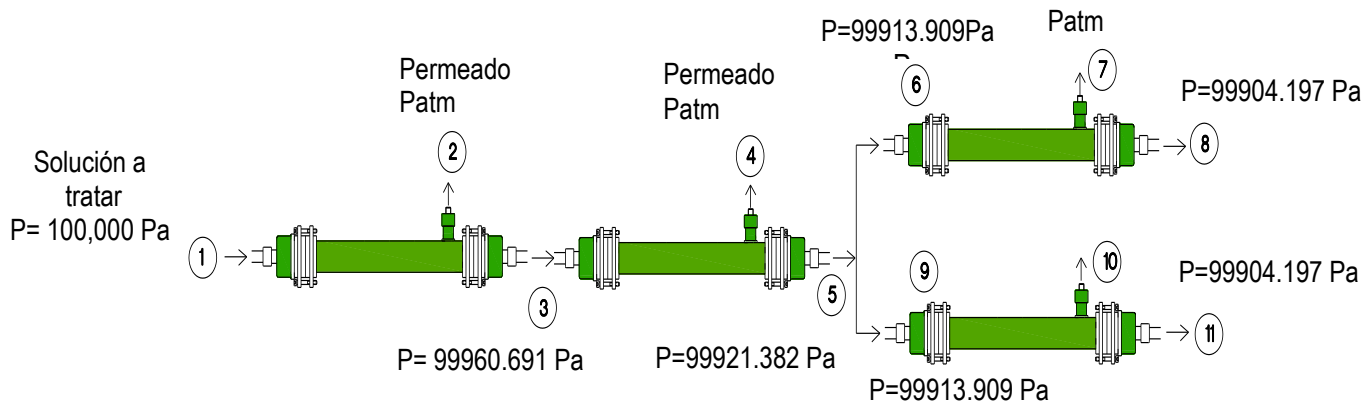
Pérdidas de presión del punto 7 a 9

D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	7,11111E-05	0,0018	0,22635317	0,4	9,401E-05	3,917E-03	4,011E-03

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	1	1	1
Entrada	1	0,5	0,5
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	0	0,69	0
		ΣKi	1,5

Presión en el punto 7 =	10,18796665 m.c.a.=	99882.073 Pa
Presión en el punto 9 = Presión en 7-htotal=	10,18395553 m.c.a.=	99842.674 Pa $\Delta P=-39.309 Pa$

Arreglo 4. Módulos en serie y paralelo:



Pérdidas de presión del punto 1 a 3

D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	7,111111E-05	0,0018	0,226353168	0,4	9,401E-05	3,917E-03	4,011E-03

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	1	1	1
Entrada	1	0,5	0,5
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	0	0,69	0
		ΣKi	1,5

Presión en el punto 1 =100kPa=	10,2 m.c.a.=	100000 Pa
Presión en el punto 3=Presión en 1-htotal=	1,019599E+01 m.c.a.=	99960.691 Pa $\Delta P=-39.309 Pa$

Pérdidas de presión del punto 3 a 5								
D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	7,11111E-05	0,0018	0,226353168	0,4	9,401E-05	3,917E-03	4,011E-03

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	1	1	1
Entrada	1	0,5	0,5
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	0	0,69	0
		ΣKi	1,5

Presión en el punto 3 = 1,020E+01 m.c.a.= 99960.691 Pa
 Presión en el punto 5 = Presión en 3-htotal = 1,019E+01 m.c.a.= 99921.382 Pa ΔP=-39.309 Pa

Pérdidas de presión del punto 5 a 6								
D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	3,55556E-05	0,0018	0,113176584	0,2	1,175E-05	7,508E-04	7,625E-04

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	0	1	0
Entrada	0	0,5	0
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	1	0,46	0,46
Codos de 90 ^a	1	0,69	0,69
		ΣKi	1,15

Presión en el punto 5 = 1,019E+01 m.c.a.= 99921.382 Pa
 Presión en el punto 6 = Presión en 5-htotal 1,019E+01 m.c.a.= 99913.909 Pa ΔP=-7.47 Pa

Pérdidas de presión del punto 6 a 8								
D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	3,55556E-05	0,0018	0,113176584	0,2	1,175E-05	9,793E-04	9,910E-04

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	1	1	1
Entrada	1	0,5	0,5
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	0	0,69	0
		ΣKi	1,5

Presión en el punto 6=	1,019E+01 m.c.a.=	99913.909 Pa
Presión en el punto 8=Presión en 6-htotal	1,019E+01 m.c.a.=	99904.197 Pa ΔP=-9.71 Pa

Pérdidas de presión del punto 9 a 11								
D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	3,55556E-05	0,0018	0,113176584	0,2	1,175E-05	9,793E-04	9,910E-04

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	1	1	1
Entrada	1	0,5	0,5
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	0	0,46	0
Codos de 90 ^a	0	0,69	0
		ΣKi	1,5

Presión en el punto 9=	1,019E+01 m.c.a.=	99913.909 Pa
Presión en el punto 11= Presión en 9-htotal	1,019E+01 m.c.a.=	99904.197 Pa ΔP=-9.71 Pa

Pérdidas de presión del punto 5 a 9								
D	Área	Gasto	f	v	L	hf	hs	htotal
(m)	(m ²)	(m ³ /s)		(m/s)	(m)	(m)	(m)	(m)
0,02	0,00031416	3,55556E-05	0,0018	0,11317658	0,2	1,175E-05	7,508E-04	7,625E-04

Accesorio	Cantidad	k	Ki
Salida	0	1	0
Entrada	0	0,5	0
Válvula de compuerta	0	0,18	0
Te	1	0,46	0,46
Codos de 90 ^a	1	0,69	0,69
		ΣKi	1,15

Presión en el punto 5 =	1,019E+01 m.c.a.=	99913.909 Pa
Presión en el punto 9 =Presión en 5-htotal	1,019E+01 m.c.a.=	99904.197 Pa $\Delta P=-9.71$ Pa

ANEXO 3. ENSAYOS REALIZADOS CON LOS DIFERENTES ARREGLOS DEL SISTEMA

Pruebas realizadas con los diferentes arreglos del sistema

Arreglo Simple.

$$\text{Flux} = \frac{\text{Volúmen}}{\text{Tiempo} * \text{Área}_{\text{membrana}}}$$

Área de la membrana = 0.3080 m²

Volumen= Δ de un 1 litro

Para esto, se midió el área de la membrana y el tiempo de llenado del tanque de permeado en incrementos de 1 litro.

Arreglo Simple. Ensayos 1, 2 y 3.

Volumen (L)	Ensayo 1		Ensayo 2		Ensayo 3	
	Tiempo (min)	Flux (L/h m ²)	Tiempo (min)	Flux (L/h m ²)	Tiempo (min)	Flux (L/h m ²)
1	3,2	44,643	2,9	50,125	3,6	40,241
2	7,2	39,867	6,8	42,224	6,3	45,593
3	10,9	39,500	11,1	38,785	9,4	45,755
4	14,8	38,523	15,3	37,348	12,6	45,292
5	19,5	36,630	21,2	33,719	16,1	44,504
6	23,0	37,267	25,2	34,014	19,1	44,955
7	27,4	36,541	30,0	33,333	22,4	44,709
8	31,2	36,591	34,9	32,794	25,7	44,469
9	35,3	36,405	39,3	32,688	29,0	44,310
10	39,0	36,630	44,0	32,492	32,3	44,297
11	43,0	36,573	49,0	32,081	35,6	44,162
12	47,2	36,294	53,9	31,825	39,0	43,956
13	51,0	36,415	59,1	31,424	42,5	43,680
14	55,0	36,364	63,6	31,471	45,7	43,732
15	58,3	36,735	68,2	31,413	49,3	43,510
16	62,9	36,358	73,3	31,197	52,8	43,317
17	67,1	36,193	78,9	30,787	56,3	43,123
18	70,7	36,397	83,9	30,655	59,6	43,121
19	75,2	36,102	89,1	30,480	63,1	43,027
20	82,4	34,681	93,0	30,733	66,6	42,889
21	85,9	34,938	97,3	30,832	70,0	42,867
22	90,0	34,934	102,6	30,637	73,6	42,721
23	93,8	35,016	106,0	31,002	77,1	42,598
24	97,9	35,027	110,4	31,047	80,8	42,415
25	102,7	34,792	115,4	30,962	84,5	42,290
26	106,4	34,925	121,3	30,629	88,0	42,200
27	110,6	34,885	125,2	30,820	91,6	42,109
28	114,8	34,853	130,7	30,597	95,3	41,965
29	119,1	34,780	135,4	30,590	99,1	41,819
30	122,8	34,895	140,2	30,572	102,7	41,717
31	127,3	34,788	144,9	30,559	106,3	41,648
32	131,8	34,693	149,9	30,503	110,3	41,439
33	136,2	34,626	155,4	30,336	114,0	41,353
34	140,3	34,611	160,4	30,278	117,6	41,308
35	144,2	34,678	165,6	30,199	121,3	41,209
36	148,7	34,593	169,8	30,294	125,4	41,028
37	152,8	34,592	175,8	30,075	129,3	40,895
38	157,1	34,559	181,1	29,984	133,0	40,832
39	161,8	34,434	185,9	29,967	136,9	40,707
40	165,5	34,527	191,5	29,840	140,8	40,584
41			186,1	31,476	144,8	40,464
42					148,5	40,409
43					152,5	40,272

Arreglo Simple. Ensayos 4, 5 y 6.

Volumen (L)	Ensayo 4		Ensayo 5		Ensayo 6	
	Tiempo (min)	Flux (L/h m ²)	Tiempo (min)	Flux (L/h m ²)	Tiempo (min)	Flux (L/h m ²)
1	5,750	51,914	5,8	51,914	1,9	71,621
2	8,733	51,270	8,7	51,270	3,9	70,386
3	11,700	51,027	11,7	51,027	5,9	69,586
4	14,783	50,480	14,8	50,480	7,9	69,193
5	17,950	49,890	18,0	49,890	9,9	68,843
6	21,083	49,555	21,1	49,555	11,9	68,420
7	24,233	49,272	24,2	49,272	14,0	68,040
8	27,417	48,995	27,4	48,995	16,1	67,617
9	30,567	48,829	30,6	48,829	18,2	67,354
10	33,833	48,526	33,8	48,526	20,3	67,144
11	37,083	48,298	37,1	48,298	22,4	66,775
12	40,417	48,007	40,4	48,007	24,6	66,380
13	43,683	47,834	43,7	47,834	26,7	66,256
14	47,017	47,617	47,0	47,617	28,9	65,959
15	50,283	47,492	50,3	47,492	31,1	65,668
16	53,717	47,235	53,7	47,235	33,3	65,482
17	57,083	47,064	57,1	47,064	35,5	65,195
18	60,317	47,016	60,3	47,016	37,7	65,000
19	63,750	46,825	63,8	46,825	39,9	64,854
20	67,167	46,665	67,2	46,665	42,2	64,467
21	70,700	46,444	70,7	46,444	44,2	64,604
22	74,267	46,223	74,3	46,223	46,5	64,382
23	77,800	46,042	77,8	46,042	48,9	64,026
24	81,483	45,793	81,5	45,793	51,2	63,746
25	84,933	45,690	84,9	45,690	53,6	63,470
26	88,433	45,569	88,4	45,569	55,8	63,406
27	92,167	45,343	92,2	45,343	58,2	63,184
28	95,767	45,197	95,8	45,197	60,5	63,013
29	99,400	45,046	99,4	45,046	62,9	62,706
30	102,883	44,972	102,9	44,972	65,3	62,565
31	106,767	44,734	106,8	44,734	67,5	62,496
32	110,383	44,621	110,4	44,621	70,0	62,208
33	114,167	44,449	114,2	44,449	72,3	62,111
34	117,733	44,370	117,7	44,370	74,6	62,006
35	121,483	44,229	121,5	44,229	77,1	61,801
36	125,300	44,073	125,3	44,073	79,4	61,672
37	128,900	44,000	128,9	44,000	81,9	61,502
38	132,650	43,882	132,7	43,882	84,3	61,353
39	136,617	43,700	136,6	43,700	86,8	61,165
40	140,100	43,679	140,1	43,679	89,3	60,954

	Ensayo 4		Ensayo 5		Ensayo 6	
Volumen (L)	Tiempo (min)	Flux (L/h m ²)	Tiempo (min)	Flux (L/h m ²)	Tiempo (min)	Flux (L/h m ²)
41	143,867	43,573	143,9	43,573	91,8	60,793
42	147,583	43,487	147,6	43,487	94,3	60,640
43					96,7	60,532

Arreglo Simple. Ensayo 7.

Ensayo 7		
Volumen (L)	Tiempo (min)	Flux (L/h m ²)
1	2,4	59,113
2	6,4	44,994
3	12,4	34,562
4	19,6	29,130
5	28,1	25,465
6	38,0	22,537
7	48,6	20,590
8	58,1	19,676
9	71,5	17,995
10	83,4	17,122
11	96,3	16,327
12	109,8	15,608
13	123,6	15,023
14	136,4	14,666
15	149,3	14,349
16	163,1	14,016
17	177,1	13,710
18	191,8	13,410
19	206,0	13,175
20	220,4	12,965
21	236,2	12,702
22	251,6	12,493
23	266,3	12,338
24	282,4	12,142
25	297,2	12,016
26	313,6	11,844
27	329,6	11,704
28	346,5	11,544
29	364,2	11,374
30	381,0	11,249
31	396,4	11,173

Arreglo en paralelo. Ensayos 1, 2, 3 y 4.

Volumen	Gasto	Flux	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4
(L)	(mL/min)	(L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)
1	810,81	157,950	167,427	178,484	200,597	153,212
2	833,33	162,338	167,208	175,325	199,675	152,597
3	849,06	165,401	165,235	175,325	197,985	150,515
4	851,06	165,792	165,460	173,252	197,955	149,710
5	842,70	164,162	163,669	167,445	195,681	148,402
6	835,27	162,714	162,063	167,596	193,630	147,256
7	813,95	158,562	157,770	163,319	188,372	143,658
8	804,02	156,627	155,688	160,700	185,760	142,061
9	795,29	154,926	153,842	158,644	183,432	140,673
10	791,56	154,199	152,966	157,592	182,264	140,167
11	787,59	153,427	152,046	156,495	181,043	139,618
12	776,70	151,305	149,792	154,028	178,237	137,839
13	774,58	150,892	149,232	153,306	177,449	137,613
14	769,23	149,850	148,052	151,948	175,924	136,813
15	764,66	148,959	147,022	150,746	174,580	136,148
16	760,70	148,188	146,113	149,670	173,380	135,592
17	756,68	147,405	145,193	148,584	172,168	135,023
18	749,48	146,003	143,666	146,879	170,239	133,884
19	748,52	145,816	143,337	146,399	169,730	133,859
20	738,92	143,945	141,354	144,233	167,264	131,709
21	738,14	143,793	141,061	143,793	166,800	131,139
22	733,33	142,857	140,000	142,571	165,429	129,857
23	727,85	141,789	138,811	141,221	163,908	128,460
24	723,25	140,894	137,794	140,048	162,591	127,227
25	719,08	140,080	136,859	138,960	161,373	126,072
26	714,94	139,274	135,932	137,881	160,165	124,929
27	712,09	138,718	135,250	137,054	159,249	124,014
28	708,26	137,973	134,386	136,042	158,117	122,934
29	703,88	137,120	133,418	134,926	156,865	121,763
30	700,66	136,493	132,671	134,036	155,874	120,796
31	697,67	135,911	131,969	133,192	154,938	119,873
32	692,39	134,881	130,835	131,914	153,495	118,561
33	689,90	134,395	130,229	131,170	152,673	117,730
34	685,94	133,626	129,350	130,151	151,531	116,655
35	680,27	132,521	128,147	128,810	150,013	115,293
36	679,25	132,321	127,822	128,351	149,522	114,722
37	676,00	131,689	127,080	127,475	148,545	113,780
38	673,76	131,252	126,527	126,789	147,789	113,008
39	670,87	130,689	125,854	125,984	146,895	112,131
40	667,41	130,015	125,074	125,074	145,876	111,162

Volumen	Gasto	Flux	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4
(L)	(mL/min)	(L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)
41	666,49	129,835	124,771	124,642	145,415	110,619
42	665,08	129,562	124,379	124,120	144,850	109,998
43	663,58	129,269	123,969	123,581	144,264	109,361
44	664,32	129,413	123,977	123,460	144,166	109,095
45	664,70	129,486	123,919	123,271	143,989	108,769
46	665,22	129,588	123,887	123,109	143,843	108,466
47	664,94	129,533	123,704	122,798	143,523	108,031
48	663,29	129,212	123,268	122,235	142,909	107,375
49	663,66	129,284	123,207	122,044	142,729	107,047
50	662,40	129,039	122,845	121,554	142,200	106,457
51	661,05	128,776	122,466	121,049	141,654	105,854
52	659,34	128,443	122,021	120,480	141,030	105,195
53	658,25	128,230	121,691	120,024	140,540	104,636
54	656,93	127,974	121,320	119,528	140,004	104,043
55	655,15	127,627	120,863	118,948	139,369	103,378
56	642,08	125,080	118,326	116,325	137,588	101,190
57	641,41	124,950	119,977	115,954	136,196	100,960
58	639,71	124,618	118,960	115,396	135,335	100,318
59	639,57	124,591	118,237	115,122	135,430	100,171
60	639,20	124,520	118,294	114,808	135,229	99,990
61	638,30	124,344	118,251	114,396	134,913	99,724
62	637,75	124,237	118,274	114,050	134,673	99,514
63	637,44	124,176	118,340	113,745	134,483	99,341
64	636,39	123,973	118,270	113,311	134,139	99,054
65	636,94	124,080	118,496	113,161	134,130	99,016
66	635,23	123,745	118,301	112,608	133,645	98,625
67	635,87	123,872	118,545	112,476	133,658	98,602
68	645,37	125,721	117,423	113,903	134,018	96,931
69	644,76	125,602	117,187	113,545	133,641	96,463
70	643,58	125,373	116,847	113,086	133,146	95,910
71	642,34	125,131	116,497	112,618	132,639	95,350
72	642,00	125,064	116,310	112,308	132,318	94,924
73	641,66	125,000	116,125	112,000	131,999	94,500
74	640,69	124,810	115,824	111,580	131,550	93,982
75	639,84	124,644	115,545	111,183	131,126	93,483
76	639,01	124,483	115,271	110,790	130,707	92,989
77	638,21	124,327	115,002	110,402	130,294	92,499
78	638,73	124,429	114,972	110,244	130,152	92,202
79	637,10	124,110	114,553	109,713	129,571	91,593
80	636,52	123,997	114,326	109,366	129,205	91,138

Volumen (L)	Gasto (mL/min)	Flux (L/h m ²)	Ensayo 1 Flux (L/h m ²)	Ensayo 2 Flux (L/h m ²)	Ensayo 3 Flux (L/h m ²)	Ensayo 4 Flux (L/h m ²)
81	635,29	123,759	113,982	108,908	128,709	90,591
82	634,92	123,686	113,791	108,596	128,386	90,167
83	634,48	123,599	113,588	108,273	128,049	89,733
84	633,32	123,375	113,258	107,830	127,570	89,200
85	632,60	123,233	113,005	107,459	127,177	88,728
86	630,96	122,915	112,590	106,936	126,602	88,130
87	630,97	122,916	112,468	106,691	126,358	87,762
88	629,77	122,683	112,132	106,243	125,872	87,227
89	627,72	122,283	111,644	105,652	125,218	86,576
90	624,13	121,584	110,885	104,806	124,259	85,717
91	624,00	121,558	110,740	104,540	123,990	85,334
92	624,29	121,616	110,670	104,346	123,805	85,009
93	624,51	121,658	110,587	104,139	123,604	84,674
94	618,56	120,498	109,412	102,905	122,185	83,505
95	618,89	120,563	109,351	102,720	122,010	83,189
96	619,35	120,654	109,312	102,556	121,860	82,889
97	612,70	119,356	108,018	101,214	120,311	81,640
98	613,07	119,430	107,965	101,038	120,147	81,332
99	612,62	119,342	107,766	100,725	119,820	80,914
100	612,00	119,220	107,536	100,383	119,458	80,473
101	611,63	119,148	107,352	100,084	119,148	80,068
102	611,27	119,078	107,170	99,787	118,840	79,663
103	610,85	118,997	106,979	99,482	118,521	79,252
104	610,27	118,884	106,757	99,149	118,170	78,820
105	609,76	118,784	106,549	98,828	117,833	78,397
106	609,43	118,720	106,373	98,538	117,533	77,999
107	608,70	118,579	106,128	98,183	117,156	77,550
108	607,94	118,429	105,876	97,823	116,771	77,097
109	607,36	118,316	105,656	97,492	116,423	76,669
110	606,73	118,194	105,429	97,155	116,067	76,235
111	606,17	118,085	105,214	96,830	115,724	75,811
112	606,44	118,138	105,143	96,637	115,539	75,490
113	606,39	118,127	105,015	96,392	115,292	75,129
114	606,60	118,168	104,934	96,189	115,096	74,801
115	606,75	118,199	104,842	95,977	114,889	74,465
116	606,96	118,239	104,760	95,773	114,692	74,136
117	607,06	118,258	104,658	95,552	114,473	73,793
118	607,20	118,287	104,565	95,339	114,265	73,456
119	607,40	118,325	104,481	95,133	114,065	73,125
120	607,65	118,373	104,405	94,935	113,874	72,799

Volumen	Gasto	Flux	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4
(L)	(mL/min)	(L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)
121	607,73	118,390	104,301	94,712	113,654	72,455
122	608,02	118,446	104,233	94,520	113,471	72,134
123	608,16	118,472	104,137	94,304	113,260	71,794
124	608,39	118,518	104,058	94,103	113,066	71,466
125	608,47	118,533	103,954	93,878	112,844	71,120
126	608,84	118,606	103,899	93,699	112,675	70,808
127	609,11	118,658	103,826	93,503	112,488	70,483
128	609,33	118,701	103,744	93,299	112,291	70,152
129	609,59	118,752	103,670	93,101	112,102	69,826

Arreglo en serie. Ensayos 1, 2, 3 y 4.

Volumen (L)	Gasto (mL/min)	Flux (L/h m ²)	Ensayo 1 Flux (L/h m ²)	Ensayo 2 Flux (L/h m ²)	Ensayo 3 Flux (L/h m ²)	Ensayo 4 Flux (L/h m ²)
1	1333,33	259,740	233,766	285,714	272,727	333,694
2	1395,35	271,821	244,503	298,732	285,439	349,215
3	1417,32	276,102	248,216	303,160	289,962	354,714
4	1387,28	270,250	242,820	296,464	283,844	347,196
5	1395,35	271,821	244,095	297,916	285,521	349,215
6	1406,25	273,945	245,865	299,970	287,779	351,943
7	1400,00	272,727	244,636	298,364	286,527	350,379
8	1399,42	272,614	244,398	297,967	286,435	350,233
9	1388,17	270,424	242,300	295,303	284,161	347,419
10	1385,68	269,938	241,729	294,502	283,678	346,795
11	1383,65	269,542	241,240	293,801	283,288	346,286
12	1374,05	267,671	239,432	291,494	281,349	343,883
13	1370,83	267,044	238,737	290,544	280,717	343,077
14	1372,55	267,380	237,166	290,642	281,096	343,509
15	1365,71	266,047	235,717	288,927	279,721	341,796
16	1367,52	266,400	235,764	289,044	280,120	342,250
17	1367,29	266,356	235,458	288,730	280,100	342,193
18	1365,36	265,979	234,860	288,056	279,730	341,709
19	1365,27	265,962	234,578	287,770	279,738	341,687
20	1359,00	264,741	233,237	286,185	278,481	340,118
21	1357,76	264,498	232,759	285,658	278,252	339,807
22	1358,02	264,550	232,540	285,450	278,333	339,874
23	1355,60	264,078	231,860	284,676	277,863	339,267
24	1353,38	263,646	231,218	283,947	277,435	338,712
25	1348,92	262,777	230,192	282,748	276,546	337,595
26	1345,99	262,205	229,430	281,871	275,971	336,861
27	1344,40	261,896	228,897	281,276	275,671	336,463
28	1340,78	261,191	228,020	280,258	274,956	335,558
29	1335,38	260,139	226,841	278,869	273,874	334,206
30	1334,32	259,933	226,401	278,388	273,683	333,941
31	1337,17	260,487	226,624	278,721	274,293	334,654
32	1330,56	259,200	225,245	277,085	272,964	333,000
33	1329,75	259,043	224,849	276,657	272,824	332,798
34	1324,68	258,054	223,733	275,343	271,808	331,527
35	1322,42	257,614	223,094	274,616	271,371	330,962
36	1319,49	257,043	222,342	273,751	270,795	330,229
37	1315,95	256,353	221,489	272,760	270,094	329,342
38	1314,12	255,998	220,926	272,125	269,745	328,886
39	1310,19	255,232	220,010	271,056	268,963	327,902
40	1306,48	254,509	219,132	270,034	268,227	326,973

Volumen	Gasto	Flux	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4
(L)	(mL/min)	(L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)
41	1304,35	254,094	218,521	269,339	267,815	326,440
42	1302,33	253,700	217,344	268,668	267,425	325,934
43	1299,75	253,198	216,914	267,883	266,921	325,289
44	1298,57	252,969	216,718	267,388	266,705	324,995
45	1299,33	253,116	216,843	267,290	266,885	325,183
46	1298,82	253,018	216,759	266,934	266,807	325,057
47	1298,94	253,040	216,779	266,705	266,856	325,087
48	1299,05	253,062	216,798	266,475	266,905	325,115
49	1299,73	253,195	216,912	266,361	267,070	325,285
50	1299,83	253,213	216,927	266,127	267,114	325,308
51	1298,26	252,908	216,665	265,553	266,818	324,916
52	1294,07	252,091	215,966	264,444	265,982	323,867
53	1293,21	251,924	215,822	264,016	265,830	323,652
54	1290,84	251,462	215,427	263,280	265,368	323,058
55	1287,05	250,724	214,795	262,258	264,614	322,111
56	1282,93	249,922	214,107	261,168	263,793	321,080
57	1281,86	249,713	213,928	260,700	263,597	320,812
58	1278,00	248,961	213,285	259,667	262,829	319,846
59	1275,22	248,419	212,820	258,852	262,280	319,149
60	1271,19	247,634	212,147	257,787	261,476	318,140
61	1269,51	247,307	211,867	257,200	261,157	317,721
62	1267,03	246,824	211,453	256,450	260,671	317,100
63	1263,37	246,111	210,842	255,463	259,942	316,184
64	1260,67	245,585	210,392	254,672	259,411	315,508
65	1258,06	245,078	209,957	253,900	258,900	314,856
66	1255,55	244,587	209,537	253,148	258,407	314,227
67	1252,73	244,038	209,066	252,335	257,850	313,521
68	1250,38	243,581	208,675	251,619	257,392	312,934
69	1248,12	243,139	208,297	250,920	256,950	312,367
70	1246,29	242,784	207,992	250,310	256,598	311,910
71	1243,07	242,156	207,455	249,421	255,959	311,104
72	1241,74	241,897	207,232	248,912	255,709	310,770
73	1239,04	241,371	206,782	248,129	255,178	310,095
74	1236,77	240,929	206,403	247,434	254,734	309,527
75	1234,23	240,434	205,979	246,686	254,235	308,891
76	1230,44	239,696	205,346	245,688	253,478	307,942
77	1230,36	239,680	205,334	245,433	253,486	307,923
78	1229,31	239,477	205,159	244,985	253,295	307,661
79	1230,21	239,651	205,309	244,924	253,503	307,885
80	1225,11	238,659	204,458	243,671	252,477	306,610

Volumen	Gasto	Flux	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4
(L)	(mL/min)	(L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)
81	1222,95	238,237	204,097	243,002	252,055	306,068
82	1223,58	238,359	204,201	242,888	252,208	306,225
83	1220,59	237,777	203,703	242,057	251,616	305,477
84	1219,16	237,498	203,464	241,536	251,345	305,119
85	1217,18	237,114	203,135	240,908	250,961	304,625
86	1215,26	236,739	202,814	240,290	250,588	304,144
87	1213,67	236,429	202,548	239,739	250,284	303,746
88	1212,40	236,182	202,336	239,252	250,046	303,428
89	1211,16	235,940	202,129	238,771	249,813	303,117
90	1209,14	235,546	201,792	238,137	249,420	302,611
91	1207,43	235,214	201,507	237,566	249,091	302,184
92	1206,29	234,992	201,317	237,107	248,880	301,900
93	1204,92	234,725	201,089	236,603	248,621	301,557
94	1203,33	234,415	200,822	236,056	248,315	301,158
95	1203,55	234,457	200,859	235,864	248,384	301,212
96	1203,76	234,499	200,895	235,672	248,452	301,266
97	1203,97	234,540	200,930	235,478	248,519	301,319
98	1204,42	234,628	201,005	235,332	248,635	301,432
99	1204,87	234,715	201,079	235,184	248,751	301,543
100	1205,30	234,799	201,152	235,034	248,864	301,652
101	1205,25	234,789	201,143	234,789	248,876	301,639
102	1203,78	234,502	200,897	234,267	248,595	301,270
103	1203,27	234,403	200,813	233,935	248,515	301,143
104	1202,78	234,307	200,730	233,604	248,436	301,019
105	1201,83	234,123	200,573	233,187	248,264	300,783
106	1201,36	234,031	200,494	232,861	248,190	300,665
107	1200,67	233,897	200,379	232,494	248,072	300,493
108	1200,22	233,810	200,304	232,173	248,002	300,380
109	1199,12	233,595	200,120	231,726	247,797	300,104
110	1198,47	233,469	200,012	231,368	247,687	299,943
111	1198,27	233,430	199,979	231,095	247,669	299,892
112	1197,65	233,308	199,874	230,742	247,563	299,736
113	1196,61	233,106	199,701	230,309	247,372	299,477
114	1195,39	232,867	199,497	229,840	247,142	299,170
115	1195,01	232,795	199,434	229,535	247,088	299,076
116	1194,23	232,643	199,305	229,153	246,951	298,882
117	1192,46	232,297	199,008	228,580	246,607	298,437
118	1192,32	232,270	198,985	228,322	246,601	298,403
119	1191,39	232,089	198,830	227,911	246,432	298,170
120	1190,67	231,949	198,710	227,542	246,307	297,990

Volumen (L)	Gasto (mL/min)	Flux (L/h m ²)	Ensayo 1 Flux (L/h m ²)	Ensayo 2 Flux (L/h m ²)	Ensayo 3 Flux (L/h m ²)	Ensayo 4 Flux (L/h m ²)
121	1189,58	231,736	198,528	227,101	246,104	297,717
122	1188,89	231,602	198,413	226,738	245,985	297,544
123	1188,41	231,508	198,332	226,414	245,907	297,423
124	1187,36	231,304	198,157	225,984	245,714	297,161
125	1186,33	231,104	197,986	225,557	245,525	296,904
126	1185,32	230,907	197,818	225,135	245,339	296,652
127	1183,78	230,607	197,560	224,611	245,043	296,266
128	1183,54	230,560	197,520	224,335	245,016	296,206
129	1182,22	230,303	197,300	223,854	244,766	295,875
130	1181,10	230,085	197,113	223,412	244,557	295,595
131	1180,18	229,905	196,959	223,008	244,389	295,364
132	1177,35	229,353	196,486	222,243	243,825	294,655
133	1175,78	229,048	196,224	221,718	243,523	294,262
134	1174,41	228,781	195,996	221,231	243,263	293,920
135	1173,23	228,552	195,800	220,781	243,042	293,626
136	1171,40	228,196	195,495	220,209	242,686	293,168
137	1169,94	227,910	195,250	219,706	242,406	292,802
138	1168,17	227,566	194,955	219,146	242,062	292,359
139	1166,27	227,196	194,638	218,562	241,691	291,883
140	1165,86	227,115	194,569	218,258	241,628	291,780
141	1164,65	226,879	194,367	217,804	241,400	291,477
142	1163,30	226,617	194,142	217,325	241,143	291,139
143	1161,81	226,327	193,894	216,822	240,858	290,768
144	1160,82	226,134	193,729	216,410	240,675	290,520
145	1159,69	225,914	193,540	215,974	240,463	290,236
146	1158,42	225,667	193,328	215,512	240,222	289,919
147	1157,33	225,454	193,145	215,083	240,018	289,645
148	1155,80	225,156	192,890	214,573	239,723	289,262
149	1153,70	224,746	192,539	213,958	239,310	288,736
150	1153,55	224,718	192,515	213,706	239,302	288,700
151	1151,35	224,290	192,148	213,075	238,868	288,150
152	1150,50	224,123	192,006	212,693	238,713	287,936
153	1148,94	223,819	191,745	212,180	238,412	287,545
154	1147,83	223,602	191,560	211,752	238,204	287,267
155	1145,60	223,169	191,189	211,118	237,765	286,711
156	1144,25	222,907	190,964	210,647	237,507	286,373
157	1143,20	222,702	190,788	210,231	237,311	286,110
158	1141,62	222,393	190,524	209,717	237,004	285,713
159	1139,65	222,010	190,195	209,133	236,618	285,220
160	1138,52	221,790	190,007	208,704	236,406	284,938

Volumen (L)	Gasto (mL/min)	Flux (L/h m ²)	Ensayo 1 Flux (L/h m ²)	Ensayo 2 Flux (L/h m ²)	Ensayo 3 Flux (L/h m ²)	Ensayo 4 Flux (L/h m ²)
161	1137,14	221,521	189,776	208,229	236,141	284,592
162	1136,18	221,333	189,616	207,832	235,963	284,352
163	1134,31	220,969	189,304	207,269	235,597	283,884
164	1132,99	220,712	189,083	206,807	235,345	283,553
165	1131,30	220,383	188,801	206,278	235,016	283,131
166	1129,51	220,034	188,503	205,732	234,666	282,683
167	1128,25	219,789	188,293	205,283	234,427	282,368
168	1126,89	219,523	188,065	204,815	234,166	282,026
169	1126,29	219,407	187,966	204,488	234,064	281,877
170	1124,71	219,099	187,702	203,982	233,757	281,482
171	1123,52	218,868	187,503	203,547	233,532	281,184
172	1122,47	218,663	187,328	203,138	233,336	280,921
173	1121,31	218,438	187,135	202,710	233,117	280,632
174	1120,29	218,239	186,964	202,307	232,926	280,376
175	1120,36	218,252	186,976	202,101	232,962	280,393
176	1119,83	218,149	186,887	201,788	232,874	280,261
177	1119,90	218,162	186,899	201,582	232,910	280,278
178	1119,50	218,084	186,832	201,291	232,848	280,177
179	1119,33	218,052	186,804	201,044	232,836	280,136
180	1119,17	218,020	186,777	200,797	232,824	280,096
181	1112,48	216,716	185,660	199,379	231,453	278,420
182	1110,89	216,406	185,395	198,877	231,143	278,022
183	1110,55	216,341	185,339	198,601	231,095	277,938
184	1110,22	216,276	185,283	198,325	231,048	277,855
185	1109,56	216,147	185,173	197,991	230,932	277,689
186	1108,68	215,977	185,027	197,619	230,772	277,471
187	1108,04	215,852	184,920	197,288	230,659	277,309
188	1107,08	215,664	184,759	196,901	230,480	277,069
189	1106,45	215,542	184,654	196,574	230,371	276,912
190	1105,83	215,421	184,551	196,249	230,264	276,757
191	1105,11	215,281	184,431	195,906	230,136	276,577
192	1104,51	215,164	184,330	195,584	230,031	276,425
193	1103,49	214,965	184,160	195,188	229,841	276,170
194	1102,48	214,769	183,992	194,796	229,653	275,919
195	1101,90	214,656	183,895	194,479	229,553	275,774
196	1100,81	214,444	183,714	194,072	229,348	275,501
197	1100,05	214,295	183,586	193,722	229,210	275,309
198	1099,08	214,107	183,425	193,339	229,031	275,068
199	1097,93	213,883	183,233	192,922	228,812	274,780
200	1097,59	213,817	183,177	192,649	228,763	274,696

Volumen (L)	Gasto (mL/min)	Flux (L/h m ²)	Ensayo 1 Flux (L/h m ²)	Ensayo 2 Flux (L/h m ²)	Ensayo 3 Flux (L/h m ²)	Ensayo 4 Flux (L/h m ²)
201	1096,26	213,558	182,954	192,202	228,507	274,363
202	1095,54	213,418	182,834	191,862	228,378	274,182
203	1094,63	213,241	182,683	191,490	228,210	273,955
204	1093,35	212,989	182,467	191,051	227,962	273,632
205	1092,27	212,779	182,287	190,650	227,759	273,362
206	1091,39	212,609	182,141	190,285	227,597	273,143
207	1090,33	212,403	181,965	189,888	227,398	272,879
208	1089,29	212,199	181,791	189,494	227,202	272,617
209	1088,07	211,962	181,587	189,070	226,968	272,312
210	1087,05	211,763	181,417	188,681	226,777	272,057
211	1086,23	211,603	181,280	188,327	226,627	271,851
212	1085,05	211,373	181,082	187,910	226,401	271,555
213	1083,69	211,109	180,857	187,465	226,140	271,217
214	1083,00	210,973	180,740	187,133	226,016	271,042
215	1081,85	210,750	180,549	186,725	225,798	270,756
216	1080,54	210,495	180,330	186,288	225,545	270,427
217	1079,60	210,312	180,174	185,916	225,370	270,193
218	1078,58	210,114	180,004	185,531	225,179	269,938
219	1077,40	209,884	179,807	185,117	224,953	269,642
220	1075,97	209,605	179,568	184,662	224,675	269,284
221	1075,34	209,482	179,462	184,344	224,564	269,126
222	1074,80	209,377	179,372	184,042	224,473	268,991
223	1074,18	209,256	179,269	183,727	224,364	268,836
224	1073,48	209,120	179,152	183,398	224,239	268,661
225	1073,30	209,085	179,122	183,158	224,223	268,616
226	1073,04	209,034	179,079	182,904	224,189	268,550
227	1072,86	208,999	179,049	182,665	224,173	268,506
228	1072,44	208,916	178,978	182,384	224,104	268,399
229	1072,26	208,883	178,949	182,146	224,089	268,356
230	1071,84	208,801	178,879	181,866	224,022	268,251
231	1070,27	208,494	178,616	181,390	223,714	267,857
232	1070,03	208,447	178,576	181,141	223,685	267,797
233	1069,54	208,353	178,495	180,850	223,604	267,675
234	1068,74	208,196	178,361	180,506	223,456	267,473
235	1067,62	207,977	178,173	180,108	223,243	267,193
236	1067,15	207,886	178,095	179,822	223,166	267,076
237	1066,13	207,687	177,925	179,442	222,973	266,820
238	1065,04	207,475	177,743	179,050	222,765	266,547
239	1064,51	207,372	177,655	178,755	222,676	266,415
240	1063,67	207,209	177,515	178,407	222,522	266,206

Volumen	Gasto	Flux	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4
(L)	(mL/min)	(L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)
241	1062,92	207,063	177,390	178,074	222,386	266,018
242	1061,95	206,873	177,227	177,704	222,202	265,774
243	1060,75	206,639	177,027	177,297	221,972	265,474
244	1060,18	206,528	176,932	176,995	221,873	265,331
245	1059,23	206,344	176,774	176,630	221,696	265,094
246	1058,44	206,190	176,643	176,293	221,552	264,897
247	1057,59	206,024	176,500	175,944	221,393	264,683
248	1056,37	205,786	176,296	175,535	221,158	264,378
249	1055,91	205,696	176,219	175,253	221,082	264,262
250	1054,63	205,447	176,006	174,836	220,835	263,943
251	1053,81	205,288	175,869	174,495	220,684	263,738
252	1053,07	205,144	175,746	174,167	220,550	263,553
253	1051,98	204,930	175,563	173,781	220,341	263,278
254	1050,67	204,676	175,346	173,361	220,089	262,952
255	1049,89	204,523	175,215	173,027	219,944	262,756
256	1048,75	204,302	175,025	172,635	219,727	262,471
257	1047,77	204,111	174,861	172,269	219,541	262,225
258	1046,51	203,866	174,651	171,859	219,299	261,911
259	1044,99	203,569	174,397	171,405	218,999	261,529
260	1044,18	203,411	174,262	171,069	218,850	261,327
261	1043,30	203,241	174,116	170,723	218,687	261,108
262	1041,54	202,898	173,822	170,231	218,338	260,667
263	1040,62	202,719	173,669	169,878	218,166	260,437
264	1039,57	202,515	173,494	169,505	217,966	260,175
265	1038,40	202,286	173,298	169,111	217,741	259,881
266	1037,31	202,073	173,115	168,731	217,531	259,607
267	1036,22	201,862	172,934	168,353	217,324	259,336
268	1035,42	201,704	172,799	168,020	217,175	259,134
269	1034,35	201,497	172,622	167,645	216,972	258,867
270	1033,03	201,240	172,402	167,230	216,715	258,537
271	1032,32	201,100	172,282	166,913	216,585	258,358
272	1031,08	200,861	172,077	166,513	216,347	258,050
273	1030,32	200,711	171,949	166,189	216,206	257,858
274	1030,08	200,664	171,908	165,949	216,175	257,797
275	1029,58	200,567	171,825	165,668	216,091	257,673
276	1029,21	200,496	171,764	165,409	216,034	257,581
277	1028,85	200,425	171,703	165,150	215,978	257,490
278	1028,42	200,342	171,633	164,882	215,909	257,384
279	1028,07	200,273	171,573	164,624	215,854	257,295
280	1027,40	200,142	171,461	164,317	215,733	257,127

Volumen	Gasto	Flux	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4
(L)	(mL/min)	(L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)
281	1026,05	199,879	171,236	163,901	215,470	256,789
282	1025,58	199,788	171,158	163,626	215,392	256,672
283	1024,81	199,637	171,029	163,303	215,249	256,479
284	1023,98	199,476	170,891	162,972	215,095	256,271
285	1023,16	199,316	170,753	162,642	214,942	256,066
286	1022,46	199,181	170,638	162,333	214,817	255,892

Arreglo en serie y paralelo. Ensayos 1,2, 3 y 4.

Volumen	Gasto	Flux	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4
(L)	(mL/min)	(L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)	Flux (L/h m ²)
1	491,80	95,806	151,169	108,261	108,261	114,967
2	521,74	101,637	149,715	113,834	106,719	114,850
3	529,41	103,132	146,148	110,861	101,895	114,270
4	522,88	101,859	144,723	107,807	99,822	111,739
5	526,32	102,529	145,473	109,788	101,094	112,372
6	523,26	101,933	144,806	108,938	100,404	111,617
7	519,80	101,260	144,051	108,010	99,640	110,779
8	517,80	100,870	143,613	107,385	99,155	110,251
9	516,75	100,665	143,382	106,959	98,853	109,926
10	515,46	100,415	143,101	106,486	98,507	109,553
11	515,22	100,368	143,048	106,230	98,361	109,401
12	514,29	100,186	142,843	105,830	98,082	109,102
13	510,81	99,508	142,079	104,909	97,318	108,264
14	509,40	99,234	141,770	104,417	96,951	107,867
15	509,34	99,222	141,756	104,098	96,791	107,755
16	504,73	98,324	140,743	103,056	95,866	106,682
17	506,71	98,709	141,178	103,257	96,143	107,001
18	503,50	98,084	140,470	102,402	95,435	106,225
19	504,65	98,308	140,724	102,435	95,555	106,369
20	502,51	97,892	140,254	101,802	95,053	105,821
21	501,59	97,713	140,050	101,416	94,781	105,530
22	501,33	97,662	139,992	101,164	94,634	105,377
23	499,10	97,226	139,499	100,515	94,115	104,810
24	497,75	96,965	139,202	100,047	93,765	104,431
25	496,52	96,726	138,931	99,604	93,437	104,077
26	496,03	96,628	138,820	99,307	93,246	103,875
27	495,11	96,450	138,618	98,928	92,978	103,587
28	494,55	96,342	138,495	98,622	92,777	103,375
29	494,04	96,241	138,380	98,324	92,584	103,170
30	492,07	95,858	137,945	97,739	92,120	102,664
31	493,37	96,111	138,232	97,802	92,266	102,839
32	491,80	95,806	137,885	97,299	91,878	102,416
33	491,44	95,734	137,804	97,033	91,714	102,244
34	491,09	95,667	137,727	96,772	91,554	102,077
35	490,31	95,515	137,554	96,426	91,312	101,819
36	490,57	95,566	137,612	96,286	91,266	101,778
37	489,74	95,404	137,428	95,931	91,016	101,510
38	490,01	95,456	137,486	95,791	90,969	101,470
39	488,52	95,166	137,156	95,309	90,598	101,066
40	487,90	95,046	137,019	94,999	90,389	100,844

Volumen (L)	Gasto (mL/min)	Flux (L/h m ²)	Ensayo 1 Flux (L/h m ²)	Ensayo 2 Flux (L/h m ²)	Ensayo 3 Flux (L/h m ²)	Ensayo 4 Flux (L/h m ²)
41	487,71	95,008	136,976	94,771	90,258	100,709
42	487,14	94,898	136,851	94,471	90,059	100,497
43	487,34	94,937	136,895	94,320	90,000	100,444
44	488,26	95,115	137,098	94,307	90,074	100,536
45	489,13	95,285	137,292	94,286	90,140	100,621
46	489,62	95,381	137,401	94,191	90,135	100,627
47	488,23	95,109	137,091	93,545	89,688	100,245
48	488,30	95,124	137,108	93,181	89,511	100,165
49	488,29	95,122	137,105	92,803	89,319	100,068
50	487,41	94,950	136,909	92,260	88,968	99,792
51	487,11	94,891	136,842	91,828	88,723	99,635
52	486,51	94,775	136,710	91,343	88,425	99,419
53	485,72	94,621	136,534	90,823	88,092	99,162
54	485,39	94,557	136,461	90,391	87,844	99,001
55	485,22	94,524	136,423	89,990	87,624	98,872
56	485,27	94,533	136,434	89,629	87,443	98,787
57	485,31	94,541	136,443	89,269	87,262	98,701
58	484,48	94,379	136,257	88,748	86,923	98,437
59	484,00	94,286	136,152	88,295	86,649	98,246
60	483,87	94,261	136,122	87,906	86,437	98,125
61	483,74	94,236	136,094	87,519	86,226	98,005
62	483,37	94,163	136,010	87,088	85,970	97,835
63	483,01	94,092	135,930	86,661	85,718	97,667
64	482,90	94,071	135,906	86,280	85,510	97,552
65	482,67	94,027	135,856	85,880	85,283	97,412
66	482,16	93,928	135,742	85,430	85,005	97,215
67	482,07	93,910	135,722	85,055	84,801	97,103
68	481,53	93,804	135,601	84,602	84,518	96,900
69	481,23	93,746	135,534	84,193	84,277	96,745
70	480,93	93,689	135,468	83,786	84,039	96,593
71	480,43	93,591	135,356	83,345	83,764	96,399
72	480,05	93,517	135,272	82,926	83,511	96,229
73	479,68	93,445	135,189	82,510	83,260	96,062
74	479,27	93,365	135,098	82,089	83,002	95,886
75	478,72	93,258	134,975	81,644	82,720	95,683
76	478,19	93,153	134,855	81,204	82,441	95,482
77	477,67	93,052	134,739	80,768	82,165	95,285
78	477,70	93,058	134,746	80,426	81,984	95,198
79	477,73	93,064	134,752	80,085	81,803	95,111
80	477,09	92,940	134,610	79,633	81,508	94,891

Volumen (L)	Gasto (mL/min)	Flux (L/h m ²)	Ensayo 1 Flux (L/h m ²)	Ensayo 2 Flux (L/h m ²)	Ensayo 3 Flux (L/h m ²)	Ensayo 4 Flux (L/h m ²)
81	476,47	92,819	134,472	79,186	81,217	94,675
82	476,01	92,728	134,368	78,766	80,952	94,490
83	475,55	92,640	134,267	78,350	80,690	94,308
84	475,11	92,555	134,168	77,937	80,430	94,128
85	474,60	92,454	134,052	77,512	80,157	93,933
86	473,96	92,330	133,910	77,070	79,865	93,715
87	473,43	92,226	133,791	76,646	79,591	93,517
88	472,95	92,133	133,684	76,233	79,326	93,331
89	472,48	92,042	133,580	75,823	79,064	93,147
90	473,02	92,147	133,700	75,574	78,970	93,160
91	473,51	92,241	133,809	75,317	78,866	93,164
92	473,86	92,310	133,888	75,040	78,741	93,141
93	473,16	92,174	133,732	74,597	78,440	92,912
94	473,15	92,173	133,730	74,264	78,255	92,818
95	473,42	92,225	133,790	73,975	78,115	92,778
96	473,18	92,178	133,735	73,606	77,890	92,638
97	473,06	92,154	133,708	73,257	77,686	92,522
98	473,01	92,145	133,698	72,922	77,494	92,421
99	472,97	92,137	133,688	72,587	77,303	92,321
100	472,44	92,034	133,570	72,179	77,032	92,126
101	472,33	92,012	133,546	71,836	76,830	92,012
102	472,30	92,006	133,538	71,506	76,641	91,914
103	472,04	91,957	133,481	71,143	76,416	91,773
104	471,73	91,895	133,410	70,772	76,181	91,619
105	471,59	91,869	133,380	70,429	75,975	91,501
106	471,25	91,802	133,304	70,056	75,737	91,343
107	470,92	91,737	133,229	69,686	75,499	91,186
108	470,14	91,587	133,056	69,252	75,193	90,945
109	470,40	91,637	133,114	68,971	75,051	90,904
110	469,95	91,549	133,013	68,588	74,796	90,725
111	469,87	91,534	132,995	68,259	74,600	90,619
112	469,14	91,391	132,831	67,837	74,301	90,386
113	469,04	91,372	132,809	67,507	74,103	90,275
114	468,81	91,327	132,757	67,160	73,884	90,140
115	468,24	91,216	132,629	66,765	73,611	89,939
116	467,62	91,094	132,489	66,364	73,331	89,728
117	467,25	91,023	132,407	66,002	73,092	89,567
118	466,90	90,954	132,327	65,641	72,854	89,407
119	466,21	90,820	132,173	65,236	72,565	89,185