

50



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

APLICACIONES DE LA ULTRAFILTRACION A
PROBLEMAS AMBIENTALES DE AGUAS
RESIDUALES

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
MANUEL FLORES CAMACHO



MEXICO, D. F.

EXAMEN PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA

2000

284903



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado Asignado:

Presidente Prof. Calderón Villagómez Hilda Elizabeth

Vocal Prof. López Martínez José Luis

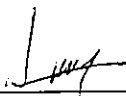
Secretario Prof. Báez Pedrajo Armando

1^{er} Suplente Prof. Sámano Castillo José Sabino

2^o Suplente Prof. Duran Moreno Alfonso

Sitio donde se desarrolló el tema:

Centro de Estudios de la Atmósfera. Departamento de Química Atmosférica.
Ciudad Universitaria. México, D.F.



Asesor del Tema:

Armando Pedrajo Báez



Sustentante:

Manuel Flores Camacho

A Ana Laura y Manuel

CONTENIDO

Contenido	i
Objetivo	iii
1. Introducción	1
1.1. Definición y Clasificación de Procesos de Separación por Membranas.	1
1.2. Desarrollo Histórico.	7
2. Caracterización de membranas	14
2.1. Química, estructura y funcionamiento.	14
2.2. Propiedades.	18
2.3. Ensuciamiento	30
3. Modelos para los Procesos de Ultrafiltración	32
3.1. Factores que afectan el flux	32
3.2. Presión	33
3.3. Concentración en la alimentación	40
3.4. Temperatura.	44
4. Equipos de Ultrafiltración	45
4.1. Membranas tubulares	45
4.2. Fibras huecas	47

4.3. Placas	52
4.4. Espiral	55
5. Aplicaciones Ambientales	59
5.1. Aguas residuales grasas.	59
5.2. Pintura de electrodeposición.	74
5.3. Recuperación de aguas grises	78
5.4. Separación de compuestos orgánicos mediante ultrafiltración reforzada por micelas (MEUF).	86
5.5. Industria del papel	92
5.6. Remoción de color	100
5.7. Simulación de un Tratamiento por Ultrafiltración	103
Conclusiones	106
Bibliografía	108
Apéndice 1: Notación General	118
Apéndice 2: Normatividad.	121

OBJETIVO

Alrededor del mundo se promueven acciones para frenar las tendencias del deterioro ecológico, que incluyen: implantar programas específicos para sanear el ambiente en las ciudades más contaminadas, restaurar los sitios afectados por el inadecuado manejo de residuos peligrosos y conservar áreas para la protección de la biodiversidad.

Adicionalmente, se presenta la *necesidad de orientar las actividades productivas para la explotación de los recursos naturales sin alterar su preservación y disponibilidad; definir nuevos instrumentos económicos de fomento y aplicación de estrategias de conversión productiva y desarrollo tecnológico, así como cambios en los patrones de consumo que permitan transitar hacia niveles crecientes de sustentabilidad, garantizando así, un uso más racional de los recursos naturales.*

La administración de recursos naturales como el agua presenta grandes dificultades, su empleo es tan diverso como la actividad humana misma y su disponibilidad está considerablemente *limitada por factores de calidad y distribución.*

Aunque en nuestro país la disponibilidad promedio del agua puede considerarse razonablemente satisfactoria, hay marcados contrastes en la distribución espacial y temporal del recurso. Como se puede observar en la siguiente figura, existe un desbalance en la disponibilidad y uso del agua: mientras que el 25% de la población cuenta con el 80% del agua y 20% de la actividad económica, el 75% restante sólo acumula 20% del volumen de líquido e impulsa el 80% de la actividad económica.

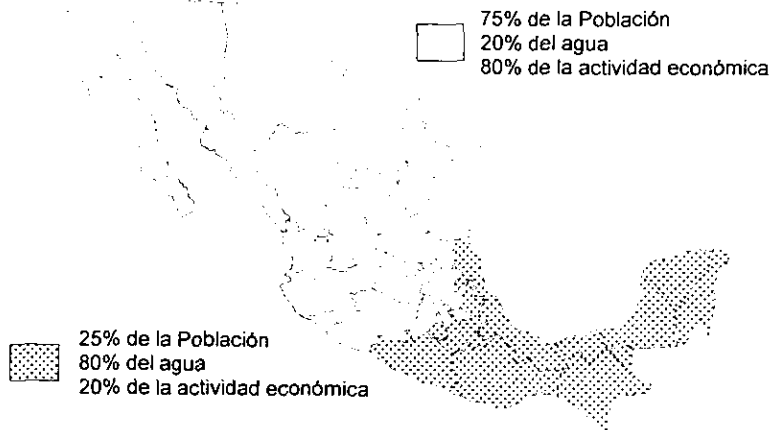


Figura A. Desbalance actual en la disponibilidad y uso del agua en México.

En todo el mundo los gobiernos destinan una gran cantidad de recursos para potabilizar agua y abastecer a las poblaciones. Del mismo modo, la industria dispone de volúmenes significativos que, en ocasiones, debe acondicionar para los procesos a los cuales está destinada, esto tiene un costo económico muy elevado.

Adicionalmente, las nuevas regulaciones exigen que las descargas industriales y municipales estén libres de contaminantes para minimizar su impacto en el medio. A esto se puede agregar que el respeto por el ambiente es un requisito indispensable para competir a nivel nacional e internacional.

El tratamiento empleado para cumplir con los requerimientos de calidad del agua estará determinado por el tipo de contaminantes presentes. Tales circunstancias obligan a buscar distintos métodos que puedan brindar soluciones técnicas y económicas, así como flexibilidad operativa.

El objetivo de este trabajo es presentar una alternativa para el tratamiento de efluentes industriales con características específicas, de modo que puedan establecerse parámetros de comparación con las tecnologías existentes o aquellas en etapa de desarrollo.

Esto incluye el estudio del desarrollo y características de las tecnologías de separación por membranas, especialmente la ultrafiltración, que ha demostrado ser una de las técnicas más versátiles disponibles.

Para poder entender las posibles aplicaciones de la ultrafiltración se establecerán los fundamentos de la técnica, los diseños de mayor utilización y la modelación de los fenómenos asociados con los procesos de separación. Se plantean distintas aplicaciones de la ultrafiltración a problemas de tratamiento de aguas residuales para mostrar detalladamente la utilización de los sistemas de separación en tales condiciones.

Adicionalmente, se pretenden proyectar las perspectivas de los procesos de separación de membranas a mediano plazo a través de una descripción de los proyectos que se han implementado con éxito dentro de distintas actividades industriales y los estudios realizados en nuevas áreas donde las alternativas de utilización son variadas y se esperan beneficios importantes. Para efectuar esta descripción de modo tal que pueda compararse el desempeño de los procesos de separación de membranas contra otras alternativas de tratamiento de aguas residuales, se incluyen resultados de operación, costos de inversión, costos operativos y una breve descripción del proceso de desarrollo.

1

Introducción

1.1. Definición y Clasificación de los Procesos de Separación por Membranas

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.¹⁰

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 las 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. Para una revisión amplia de definiciones de una membrana, consultar el artículo de Lonsdale, 1989.¹

En la tabla 1 se muestra una clasificación de los procesos de separación por membrana basados en el tamaño de la partícula o molécula. Los cinco procesos principales de separación con membrana, ósmosis inversa, ultrafiltración, microfiltración, diálisis y electrodiálisis abarcan un amplio intervalo de tamaños de partícula, igualados en versatilidad sólo por los procesos centrífugos. Sin embargo, estos sistemas requieren de una apreciable diferencia entre las densidades de las dos fases; esta condición no es necesaria para los procesos de separación por membrana, a tal grado que pueden separar moléculas disueltas desde un nivel iónico, si se cuenta con la membrana adecuada. La figura 1 ilustra los intervalos de tamaño de partícula en

los que se pueden emplear los sistemas con membranas en comparación con otros métodos de separación.

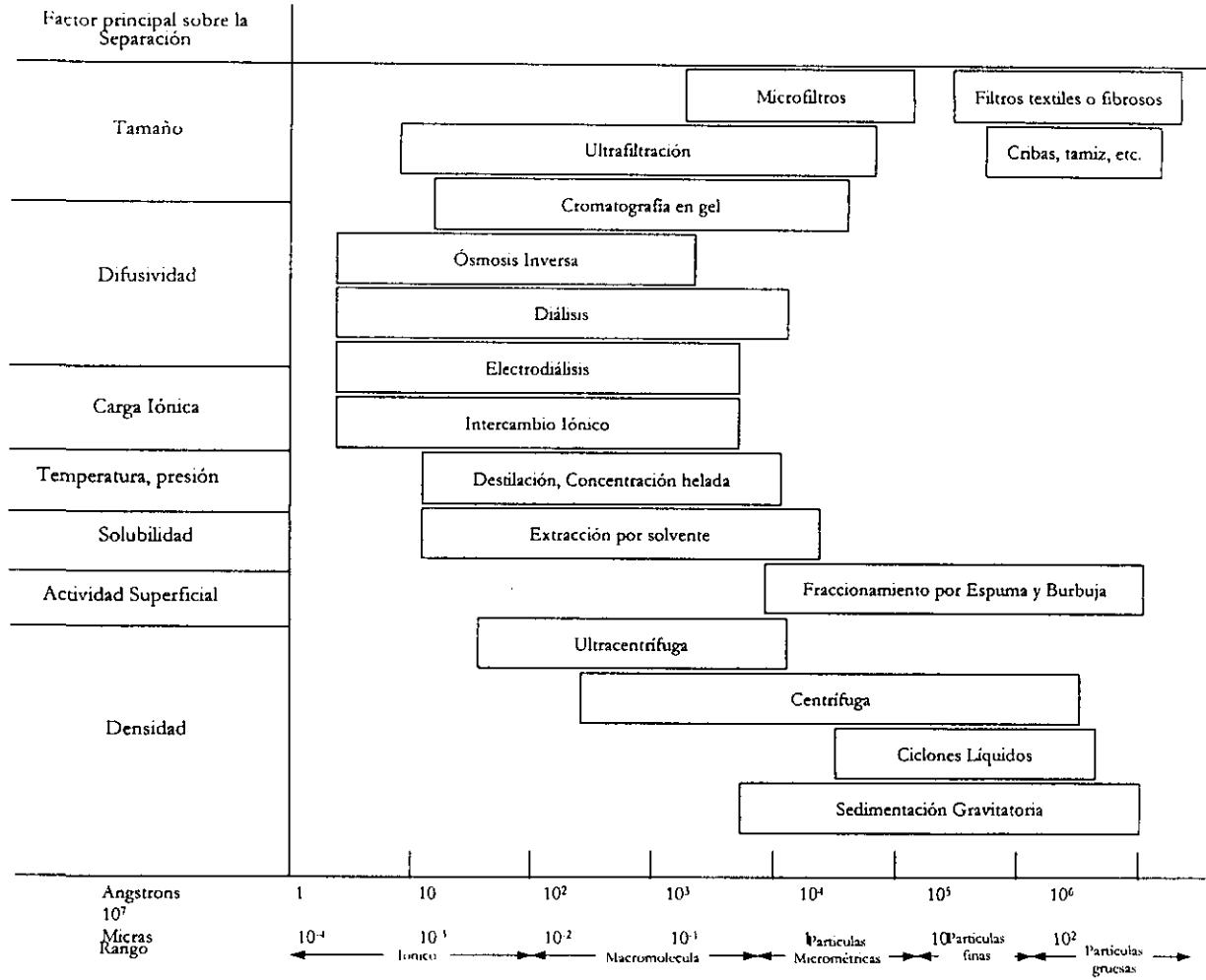
Tabla 1. Clasificación de los procesos de separación por membrana.¹⁰

Proceso	Fuerza directriz	Sustancia permeable	Sustancia retenida *
Ósmosis	Potencial Químico	Agua	Solutos
Diálisis	Diferencia de concentración	Agua Moléculas pequeñas	Moléculas grandes
Ósmosis inversa	Presión	Agua	Solutos
Electrodiálisis	Fuerza Electromotriz	Agua Solutos iónicos	Solutos no iónicos
Microfiltración	Presión	Agua Solutos disueltos	Partículas suspendidas grandes

* Incluye agua

La distinción entre los procesos de separación por membrana es en cierta medida arbitraria y se ha generado con base en la aplicación de cada uno. Lo que distingue a los procesos por membrana de mayor uso –microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa– es la aplicación de presión hidráulica para acelerar el transporte. Sin embargo, la naturaleza de la membrana determina que componente atraviesa y cual es retenido.

Figura 1. Intervalo de tamaño de partícula utilizado en los procesos de separación y el factor principal que los rige.



Para explicar en que consiste cada uno de estos procesos, es conveniente partir del fenómeno de ósmosis, que es el transporte de un solvente –generalmente agua– a través de una membrana semipermeable desde una solución diluida a una más concentrada. La fuerza directriz es la diferencia en el potencial químico entre las dos soluciones. De utilizarse una membrana ideal sólo el agua la atravesaría.

La ósmosis inversa es el proceso contrario, en el que la presión aplicada en sentido transversal a la membrana provoca el desplazamiento selectivo de un solvente en contra de su diferencia de presión osmótica. La ósmosis inversa, en su definición ideal, retiene todos los componentes distintos del solvente y es considerada una técnica de extracción de agua.

Mientras que la ósmosis inversa retiene todos los componentes distintos del solvente, la ultrafiltración puede ser simultáneamente utilizada como una técnica de purificación, concentración y fraccionamiento macromolecular o de finas partículas en suspensión coloidal. Además, la presión a la cual opera un sistema de ultrafiltración es sustancialmente menor en comparación con la ósmosis inversa, debido a que la presión osmótica juega un papel secundario.

Los procesos de microfiltración y nanofiltración son muy similares a la ultrafiltración. La microfiltración separa partículas y macromoléculas disueltas mayores a $0.1\ \mu\text{m}$ y hasta $10\ \mu\text{m}$. Por su parte la nanofiltración está diseñada para separar partículas y macromoléculas disueltas menores a $2\ \text{nm}$. Generalmente, partículas mayores de $10\ \mu\text{m}$ se aíslan mediante filtración convencional.³

En un contexto distinto se encuentra la diálisis, que es un proceso de separación en el que el transporte es impulsado principalmente por gradientes de concentración a través del espesor de la membrana, más que por presión o diferencias de potencial eléctrico. Comúnmente es utilizada a nivel laboratorio. Se emplea para purificar macromoléculas, como es el caso de la desalinización de proteínas, donde la fuerza directriz es la diferencia de concentraciones de la especie permeable entre un lado y otro de la bolsa. La electrodiálisis requiere una fuerza

electromotriz (diferencia de potencial o voltaje) y una membrana ion selectiva para llevar a cabo la separación entre especies iónicas cargadas.

En 1996 la IUPAC (International Union of Pure and Applied Chemistry) publicó el último informe sobre terminología para membranas y procesos de separación por membranas.² A continuación se presenta una serie de definiciones útiles para entender el uso y comportamiento de las membranas así como los procesos en los que participan.

Membrana Asimétrica: Membrana constituida por dos o más planos estructurales de morfologías no idénticas.

Membrana homogénea: Membrana que consta en esencia de la misma estructura y propiedades de transporte a través de su espesor.

Membrana compuesta: Membrana constituida por distintas capas químicas o estructurales.

Ensuciamiento: Proceso que resulta en el abatimiento del desempeño de una membrana debido a la deposición de sustancias disueltas o suspendidas en superficies externas, aperturas porosas o interior de los poros.

Corriente abajo: Lado de la membrana de donde emerge el filtrado.

Corriente arriba: Lado de la membrana en el cual las sustancias penetrantes entran partiendo de la corriente de alimentación.

Flujo paralelo: Patrón de flujo a través de una celda en el que los fluidos en ambos lados, corriente arriba y corriente abajo, se mueven paralelamente a la superficie de la membrana y en la misma dirección (figura 2a).

Flujo con mezclado perfecto: Flujo a través de una celda en la que ambos lados de la membrana están, individualmente, perfectamente mezclados (figura 2b).

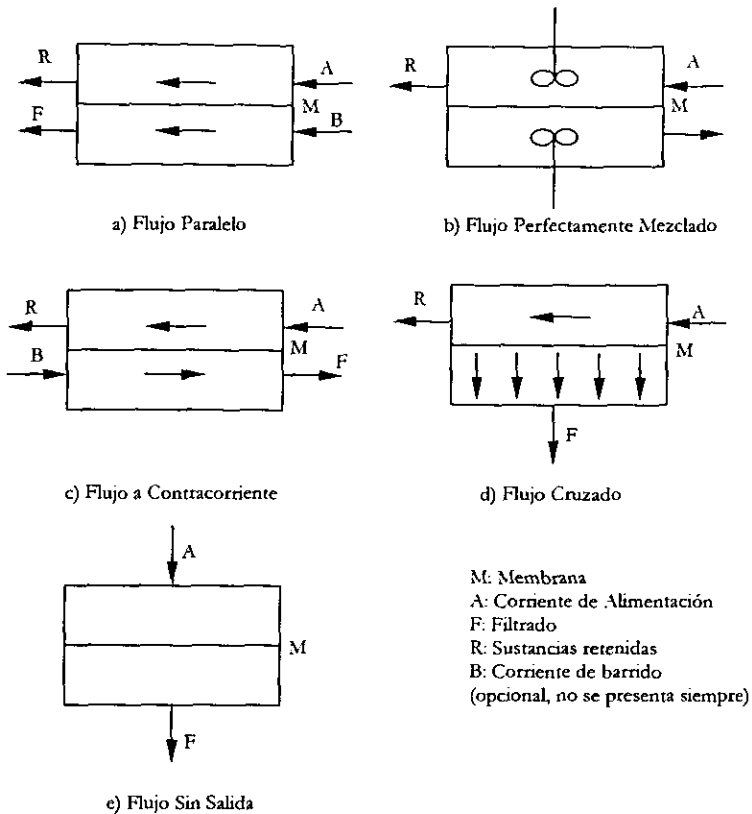


Figura 2. Regímenes de flujo continuo ideal usado en los procesos de separación por membranas.²

Flujo en Contracorriente: Flujo dentro de una celda en el cual los fluidos corriente arriba y corriente abajo se mueven paralelamente pero en sentido contrario (figura 2c).

Flujo Cruzado: Flujo a través de una celda en la que el fluido corriente arriba de la membrana se mueve paralelamente a la superficie de esta y el fluido corriente abajo se mueve alejándose de la membrana en dirección normal (figura 2d).

Flujo sin salida: Flujo a través de la celda en donde la única salida para el fluido corriente arriba es traspasar la membrana (figura 2e).

Material retenido: Corriente agotada de sustancias penetrantes que fluye fuera de la celda sin atravesar la membrana.

Filtrado: Corriente formada por sustancias penetrantes que salen de la celda.

Celda o Modulo de la membrana: Estructura compleja que soporta una o varias membranas para efectuar la separación de la corriente de alimentación, filtrado y material retenido.

1.2. Desarrollo Histórico

El término ultrafiltración apareció por primera vez en la literatura de la química coloidal a finales del siglo XIX.⁷ Antes de esto fue el fenómeno de ósmosis, conocido desde 1748, el antecedente a esta tecnología. Abbe Nollet observó que el agua se difunde de una solución diluida a una más concentrada cuando éstas están separadas por una membrana semipermeable. Posteriormente, en 1845 Matteucci y Cima observaron que estas membranas tienden a ser anisotrópicas, esto es, su comportamiento difiere de acuerdo al lado de la membrana que esté en contacto con la solución alimentada. Schmidt observó el mismo fenómeno en 1856.¹⁰

Ya en 1846, Schönbein inventa el nitrato de celulosa, el primer polímero sintético (semisintético, en realidad) que es el punto de partida en el desarrollo de membranas poliméricas sintéticas.

En 1865, Fick desarrolló la primera membrana sintética fabricada aparentemente de nitrocelulosa. Dos años después, Traube también preparó membranas artificiales, mientras que Pfeffer reportó en 1877 la manufactura exitosa de membranas hechas precipitando ferrocianuro de cobre sobre poros de porcelana. La primera medición cuantitativa del

fenómeno de difusión y la presión osmótica se hizo utilizando estas membranas primigenias. En esos años, el interés se dirigió hacia el desarrollo de membranas producidas con *collodion*, un término comúnmente usado para referirse a los polímeros de celulosa. Probablemente es Graham el primero en utilizar una membrana como medio de separación. Alrededor de 1907, Bechhold implementa métodos para controlar el tamaño de poro de estas membranas fabricadas con *collodion*, aparentemente controlando la relación de evaporación de los disolventes y lavando la película con agua. Fue el primero en sugerir el uso de aire presurizado para incrementar la permeabilidad además de desarrollar técnicas de medición de tensión superficial y presión de aire para la determinación de diámetros de poro. A él se le ha atribuido el uso del término ultrafiltración por primera vez.

Durante el período de 1877 a 1920, se generaron varias teorías para la termodinámica de soluciones, entre las que se puede destacar la de soluciones diluidas de van't Hoff y Gibbs, quien trabajó relacionando la presión osmótica con otras propiedades termodinámicas.

A partir de 1927, aparecieron comercialmente membranas utilizadas como filtros de la compañía Sartorius en Alemania, empleando para su fabricación el proceso Zsigmondy. En 1931, Elford desarrolló algunos métodos de esterilización de membranas aplicando radiación ultravioleta.

Hasta 1945, las membranas usadas como medio filtrante se usaron para la remoción de microorganismos y partículas de corrientes líquidas y gaseosas, así como para estudios en difusión y medición de macromoléculas. A partir de entonces, científicos alemanes impulsaron el cultivo de bacterias en membranas. En 1951, Goetz grabó líneas en forma de rejilla sobre los filtros para facilitar el conteo de las colonias de bacterias. Estas membranas enrejilladas son extensamente utilizadas dentro del análisis de aguas. En 1957, el Servicio de Salud Pública de los Estados Unidos adoptó oficialmente la filtración por membrana para el análisis de agua de consumo humano.

Simultáneamente con el desarrollo de membranas microfiltrantes, hubo un considerable interés en desarrollar membranas para aplicar a la hiperfiltración (ósmosis inversa), especialmente para

usarse en la desalinización de agua de mar y purificación de agua salobre. Obviamente las membranas semipermeables utilizadas por estos investigadores (cubierta de vejiga de cerdo, piel de cebolla, etc.) eran verdaderamente imprácticas para dichos propósitos, puesto que se requiere de altas presiones para una desalinización funcional, esto es del orden de 500 -100 psi (3.5-7.0 MPa). Las membranas comerciales disponibles en aquel tiempo eran evidentemente inapropiadas debido a su gran tamaño de poro.

A principios de los años cincuentas, Samuel Yuster, de la Universidad de California en Los Angeles, había predicho que, basado en la adsorción isotérmica de Gibbs, sería posible producir agua potable a partir de salmuera. S. Sourirajan, quien trabajó en la misma universidad, reportó algún éxito en el empleo de este concepto usando membranas homogéneas comercialmente disponibles (homogénea desde un punto de vista ultraestructural). Utilizó una bomba accionada manualmente reportando la obtención de algunos mililitros de agua limpia después de algunos días.⁹

De cualquier modo, como se puede apreciar en el segundo renglón de la Tabla 2, el flujo es muy bajo, a pesar del 94% de rechazo de sal obtenido. Debemos mencionar que un año antes de que Yuster y Sourirajan reportaran⁴, Breton y Reid lograron independientemente los resultados mostrados en el primer renglón de la tabla ya citada, empleando, también, una membrana homogénea de acetato de celulosa.⁵

En este punto, la conclusión de varios investigadores en el área de la hiperfiltración fue que, para llegar a un flujo o fracciones de deshidratación comercialmente viables, la ruta más práctica sería reducir el espesor de la membrana. De 1958 a 1960, Sourirajan, junto con Sydney Loeb, encaminaron sus esfuerzos a modificar comercialmente las membranas construidas con acetato de celulosa, calentándolas en agua con el objetivo inicial de que este proceso expandiera los poros y estos permanecieran abiertos después de disminuir la temperatura. Esto evidentemente incrementaría el flujo. Sin embargo, ocurrió precisamente lo opuesto: el calentamiento contrajo los poros. Así que tomaron membranas utilizadas comercialmente en procesos de ultrafiltración y llevaron a cabo el tratamiento, lo que causó el estrechamiento de los poros, hecho que promovió el rechazo de las sales pero además resultó en un aumento

considerable del flujo en comparación con el dato presentado antes del procedimiento (ver tercera columna de la tabla 2).³ Este proceso de calentado o recocido da lugar a un fenómeno conocido como asimetría en la estructura de la membrana, esto es, el comportamiento de la membrana fue distinto dependiendo que lado de la membrana encaró la solución alimentada, una conducta observada alrededor de 100 años antes en membranas naturales.

Tabla 2. Desarrollo de membranas asimétricas y homogéneas (Loeb 1981).³

Investigador	Año	Morfología	ΔP_T (MPa)	Flux (LMFH)*	%NaCl Rechazo
Breton	1957	Homogénea	?	?	99+
Yuster	1958	Homogénea (comercial)	5.6	0.05	94
Loeb y Sourirajan	1963	Asimétrica (comercial)	7.6	3.0	92
Loeb y Sourirajan	1963	Asimétrica (L-S)†	7.4	14.5	99

* Litros por metro cuadrado por hora.

† Membrana Loeb Sourirajan.

La naturaleza asimétrica de la membrana Loeb-Sourirajan es caracterizada por una fina cutícula en la superficie de la membrana, usualmente de 0.1-0.2 micrómetros de espesor, mientras que el cuerpo principal de la membrana se esponja formando grandes poros.

Se conoce como la edad de oro de la membranología el periodo comprendido entre 1960 y 1980 y se puede decir que inicia en 1960 con la invención de Loeb y Sourirajan. Este avance estimuló el interés comercial y académico, primeramente de la desalinización empleando ósmosis inversa y posteriormente en otros procesos por membrana y sus aplicaciones.

Durante este periodo, se efectuaron progresos en casi cada fase de la membranología: aplicaciones, herramientas de investigación, procesos de fabricación de membranas, estructura química y física, etc.

Las perspectivas en cuanto al desarrollo de equipos están orientadas a la fabricación de membranas menos costosas, con permeabilidades mayores, más claras selectividades, tiempos de vida prolongados, una mejor resistencia química y esterilidad. El diseño de procesos y equipos deberá reflejar la optimización entre los requerimientos técnicos y económicos, tanto fijos como operacionales. Actualmente se puede decir que el campo de la membranología ha madurado. No obstante, aunque los principios básicos y las metodologías se han establecido, la optimización y adaptación de las membranas a un creciente número de aplicaciones específicas sólo ha empezado y continuará por varias décadas.

Tabla 3. Adelantos importantes durante las etapas de desarrollo de la membranología. ⁸

Fase	Desarrollo	Periodo	Importancia
Aplicación	HF (hiperfiltración) Desalinización y purificación de agua	1967-1980	Alternativa de bajo costo a la destilación
	Hemodiálisis	1965-1975	Aplicación de alto volumen
	ED (electrodialisis) en la celda cloro-sosa	1970-1980	Disminución en los costos energéticos para la producción de NaOH/Cl ₂
	UF (ultrafiltración) recuperación de pintura electrolítica	1972	Disminución de costos y control de contaminación
	MF (microfiltración) esterilización de medicamentos	1970-1980	Esterilización eficiente de medicamentos sensibles a la temperatura
	MF remoción de partículas y fluidos corrosivos en la industria electrónica	1975-1980	Mayor producción de electrocomponentes
	Separación de gases	1980	Mayor eficiencia potencial en la separación de gases
	Emisión controlada	1980	Entrega constante de medicamentos, herbicidas, etc.
	Ingeniería Genética	1980	Soporte para el cultivo de microorganismos y separación de productos

Continuación tabla 3. Adelantos importantes durante la etapa de desarrollo de la membranología.⁸

Herramientas de investigación para membranas de Polímeros	Cromatografía de permeación de gel (GPC)	1960	Estudio rutinario de MWD
	Exploración de microscopio electrónico (SEM)	1965	Acceso a la morfología coloidal
Procesos de fabricación de membranas	Método en mojado para membranas con película	1960	La ósmosis inversa se convierte en un proceso mas práctico.
	Membranas de carriles radiales	1963	Única membrana con poros cilíndricos
	Compuestos de capa fina	1971	Optimización de capa y subestructura de alto desempeño
	Métodos de torneado en gel para fibras huecas	1971	HF y diálisis en fibra hueca
	Métodos de torneado húmedo para fibras huecas	1971	HF y UF en fibra hueca
	Método en seco para membranas con revestimiento	1972	Manejo sencillo, reversibilidad mojado-seco
	Método fundido/hidrólisis para ionómeros perfluorados	1972	Ahorro de energía en la producción sosa/cloro
	Polipropileno microporoso extendido	1974	Membrana de MF resistente a solventes
	Métodos de torneado seco para fibras huecas	1978, 1980	Producción económica para fibras usadas en diálisis, UF y MF
	Proceso térmico de inversión de fase	1980	Primera inversión de fase en membrana de polipropileno para MF
Estructura Química	Membranas de homopolímero no celulósico	1963-1980	Aumento en la resistencia mecánica, térmica y ambiental
	Membranas de Ionómero	1970-1980	Mejores características de desempeño
	Membranas de copolímero	1970-1980	Polímeros hechos a la medida
	Membranas combinadas	1965-1980	Alternativa económica a membranas de copolímero
	Polímeros termoplásticos conectables en cruz	1970-1980	Híbrido de membranas termomontadas y termoplásticos para incrementar la estabilidad

Continuación tabla 3. Adelantos importantes durante la etapa de desarrollo de la membranología.⁸

	Policondensados interfaciales de película fina	1980	Película fina, de monómero, de alto desempeño in situ
Estructura física	Ultragel completamente cubierto	1960	Primera membrana práctica de HF
	Hipótesis M-S (Maier-Sheuermann) para la inversión de fase	1960	Hipótesis funcional para la formación de membranas de inversión de fase
	Membranas líquidas tensoactivas	1962	Mejoramiento en el desempeño de las membranas de HF alimentando aditivos
Fase	Desarrollo Membranas líquidas tipo emulsión	Periodo 1967	Importancia Membranas líquidas sin soporte
	Determinación de la estructura de membranas completamente cubiertas	1970-1973	Explicación de la formación de la película
	Microgel completamente cubierto	1972	Membranas cubiertas, reversibilidad mojado- seco
	Capa fina compuesta formada interfacialmente	1980	HF compuesta de alto desempeño
	Membranas sin cobertura altamente anisotrópicas	1980	Membranas de MF de alto desempeño
	Membranas de resistencia modelo	1980	Primera membrana comercial destinada a la separación de gases
	Membranas de líquido inmovilizado	1980	Membranas líquidas soportadas internamente
Configuración y empaque	Fibras huecas	1970-1980	Empaque de alta densidad
	Marco y plato reutilizables	1970	Reemplazo económico para membranas de HF (OI), UF y MF
	Marco y plato desechables	1975	Alternativa económica para fibras huecas en diálisis
	Cartuchos plegados	1970	Cartuchos de membrana de hoja plana para microfiltración

2

Caracterización de membranas

2.1. Química, Estructura y Funcionamiento

La mayor parte de las membranas se construyen de materiales poliméricos, aunque recientemente han surgido algunas de tipo inorgánico que ya se encuentran disponibles comercialmente.

Tabla 4. Materiales típicos de fabricación de membranas de Ultrafiltración.

Polimérico
Polisulfona
Polietersulfona
Acetato de celulosa
Triacetato de celulosa
Polielectrolito complejo
Poliámidas
Poliacrilonitrilo
Celulosa regenerada
Inorgánico
Alumina- γ /Alumina- α
Cristal Borosilicato
Carbón pirolizado
Acero inoxidable/circonio o Acero al carbón/circonio

Se han examinado muchos polímeros, de modo particular, para utilizarse como materiales para membranas,²⁰ pero solo unos cuantos son usados extensamente y muy poco se sabe acerca de la formulación y condiciones precisas de manufactura, exceptuando probablemente el acetato de celulosa, cuyo estudio ha sido realmente profundo pues sus aplicaciones no se limitan a la

ultrafiltración. La tabla 4 lista varios materiales poliméricos e inorgánicos utilizados en la manufactura de membranas de ultrafiltración.

2.1.1. Acetato de Celulosa

La materia prima para fabricar membranas de acetato de celulosa es la celulosa, que es un polímero de glucosa con enlaces β -1,4. La celulosa es extraída principalmente de pulpa de madera.

El acetato de celulosa se prepara a partir de celulosa por acetilación, por ejemplo, haciéndola reaccionar con anhídrido acético, ácido acético y ácido sulfúrico. La figura 3 muestra la estructura típica de una molécula de celulosa completamente sustituida, que se denomina Triacetato de celulosa.

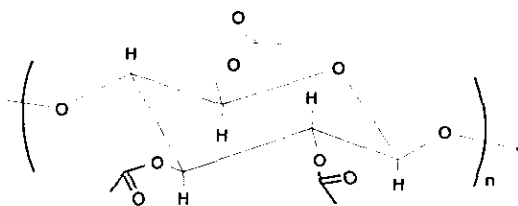


Figura 3. Estructura del Triacetato de celulosa (CTA).

Una propiedad muy importante que afecta las características físicas de la membrana es el grado de polimerización de la celulosa. El nivel óptimo se encuentra entre 100 a 200 y 100 a 300, que da como resultado pesos moleculares entre 25,000 y 80,000.

Existen varias ventajas en utilizar acetato de celulosa y sus derivados como materiales de construcción de membranas:

- Un flujo alto y propiedades de retención de sales elevado, una combinación poco común.
- Son relativamente fáciles de fabricar.
- La materia prima utilizada en la manufactura es un recurso renovable.

Entre sus principales desventajas se encuentran las siguientes:

- Un estrecho intervalo de temperaturas en las que puede operar: la mayoría de los fabricantes recomiendan una temperatura máxima de 30°C. Esto representa una enorme desventaja desde el punto de vista del flujo obtenido (a mayor temperatura la difusividad se incrementa y la viscosidad disminuye, efectos que promueven un aumento en el flujo) y de la sanidad, pues a este intervalo de temperaturas el crecimiento de microorganismos es próspero.
- Un reducido intervalo de pH: la mayor parte de las membranas de acetato de celulosa están restringidos a pH de 2 a 8 y preferentemente de 3 a 6. Se ha reportado un periodo de vida de alrededor de 4 años bajo condiciones de pH de entre 4 y 5, 2 años a pH 6 y, algunos días a pH de 1 o 9. Evidentemente los procesos dentro de los que se utiliza este material son en medio ácido.
- Otro problema es la baja resistencia al cloro. Se recomienda utilizar hasta 1 mg/l de cloro libre continuo y 50 mg/l eventual.
- Es susceptible al ataque microbiano debido a que presenta una elevada biodegradabilidad

2.1.2. Polisulfona.

Las membranas de polisulfona son ampliamente utilizadas dentro de la ultrafiltración. La polisulfona se caracteriza por tener en su estructura unidades de difenil sulfona repetidamente. El grupo $-\text{SO}_2$ en la sulfona polimérica es bastante estable y el oxígeno provee fuerza en el enlace debido a sus pares de electrones libres que actúan en puentes de hidrógeno.

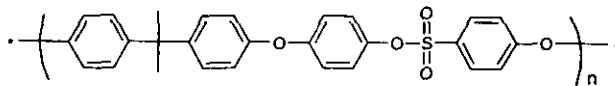


Figura 4. Estructura de la Polisulfona.

La polisulfona es considerada una brecha para dirigir las aplicaciones de la ultrafiltración debido a que presenta las siguientes ventajas:

- Un amplio intervalo de temperatura: comúnmente se pueden utilizar temperaturas de hasta 75°C, aunque algunos fabricantes aseguran que sus membranas pueden usarse hasta 125°C.
- Amplia tolerancia de pH: la polisulfona puede ser expuesta a pH que van de 1 a 13. Esto es útil para efectuar la limpieza de los equipos.
- Aceptable resistencia al cloro: la mayoría de los fabricantes recomiendan un máximo de 200ppm de cloro para desinfección.
- Facilidad en la fabricación de membranas con gran variedad de formas.
- Existe un amplio intervalo de tamaños de poros para distintas aplicaciones que van de 10 a 200 Å.

La principal limitación de la polisulfona es que únicamente puede trabajar a bajas presiones (100psi/7atm cuando se trata de membranas planas y 25 psi/1.7atm tratándose de fibras huecas). El tamaño de poro más pequeño comercialmente disponible es para valores de peso molecular de 500 a 100, mientras que el más grande con una estructura asimétrica es de 500,000 MWCO (*Molecular Weight Cut Off*).²²

2.1.3. Membranas minerales o cerámicas²³

Las membranas minerales reúnen al tipo de membranas hechas de materiales minerales inorgánicos. Algunas de ellas son en realidad membranas “dinámicas” formadas por la deposición de solutos inorgánicos en soportes microporosos, con la particularidad de que el soporte puede, teóricamente hablando, reutilizarse.

En teoría estas membranas minerales son extremadamente versátiles pues están hechas de materiales inorgánicos y por lo tanto tienen muy poca o ninguna desventaja en relación a las membranas poliméricas. Tanto las membranas como el tubo de soporte deben de presentar un alto grado de resistencia a la degradación química y deben de tolerar un alto intervalo de pH y temperatura, creando una nueva área de aplicaciones. Se ha experimentado haciendo pasar

soluciones de sosa cáustica y peróxido de hidrógeno en temperaturas cercanas al punto de ebullición dentro del tubo sin haber presentado daño sobre la membrana.

2.1.4. Modificación de Membranas

Los polímeros hidrofóbicos, tales como la polisulfona, requieren ser modificados para obtener flujos mayores, menor ensuciamiento, etc.¹² Estos métodos pueden ser de diversos tipos, a continuación se mencionan algunos de ellos:

- *Hacer reaccionar el polímero base con grupos hidrofílicos y posteriormente moldear la membrana:* Un ejemplo común es la sulfonación de la polisulfona con ácido clorosulfónico.
- *Incrustar en la superficie de la membrana, previamente preparada, especies de carácter hidrofóbico:* Este método es difícil de llevar a cabo sin dañar la membrana base. Un caso de este procedimiento es la sulfonación de una membrana de fibra hueca constituida con polisulfona utilizando ácido sulfúrico.
- *Mezclas de polímeros:* Existen ejemplos de mezclas de polímeros tales como acetato de celulosa con poliestireno u otros polímeros. También se han desarrollado ya mezclas de polímeros y sustancias inorgánicas, mostrando un aumento en la resistencia mecánica.

2.2. Propiedades

El concepto de que la separación por ultrafiltración está basada en el tamaño molecular relativo –o sea, el diámetro de las partículas retenidas con respecto al tamaño de los poros de la membrana– es cierto sólo como una aproximación preliminar. En muchos casos, factores como la interacción química entre algún soluto o el solvente con la membrana resultan ser de extrema importancia. Por esta razón, resulta de gran utilidad entender cuales son las características de una membrana que alteran el desempeño de un proceso de ultrafiltración.

La tabla 5 presenta algunas propiedades o características importantes de las membranas de ultrafiltración.²¹

Tabla 5. Principales propiedades de las membranas de ultrafiltración.²¹

Propiedad	Método de medición	Importancia
Tamaño de poro en la superficie	Microscopio electrónico	La propiedad más crítica en las membranas de ultrafiltración.
Distribución de tamaño de poro	Microscopio electrónico y prueba de paso de un soluto.	Eficiencia de separación
Porcentaje de porosidad	Microscopio electrónico, medición de espesor y peso.	Vida de la membrana y flux
Rechazo	Restricción al paso de solutos	Separación y rendimiento
Flujo	Flujo de agua bajo condiciones estándar (por ejemplo: 1atm y 30°C).	Minimización del área de membrana
Estabilidad térmica	Prueba de compatibilidad	Vida de la membrana, flux, esterilidad.
Resistencia a solventes	Prueba de compatibilidad	Vida de la membrana.
Resistencia a la presión	Prueba de compatibilidad	Vida de la membrana.

A continuación se estudiarán detalladamente las principales características de las membranas, así como sus implicaciones dentro de los procesos de ultrafiltración.

2.2.1. Propiedades de los poros en las membranas

Las propiedades de mayor relevancia son las relacionadas con los poros de la membrana, en ellas se incluyen:

- *Tamaño de poro.* Usualmente se emplea el diámetro para especificarlo.

- *Densidad de poro.* Es el número de poros por área superficial de la membrana.
- *Porosidad o volumen vacío.* Es la fracción de volumen de membrana no ocupado por esta.

Los métodos que más se utilizan para determinar el tamaño de poro son:

- La técnica de punto de burbuja. En términos generales, este método mide la presión requerida para pasar un fluido inmisible a través de los poros de la membrana previamente llenados con un segundo fluido inmisible. En la práctica, se lleva a cabo colocando una membrana horizontalmente en una cámara hermética dentro de la cual se vierte agua; en la cara inferior de la membrana se tendrá aire presurizado, que atravesará en forma de burbujas hacia la superficie conforme la presión aumente. Los poros más grandes son atravesados a presiones bajas; al incrementar este parámetro, el aire que atraviesa lo hará por poros de menor diámetro. El experimento concluye cuando el flujo de aire es proporcional al aumento de presión. El diámetro se calcula mediante la ecuación de Cantor:

$$P = \frac{4 \gamma \cos A}{d_p}$$

Donde:

- P presión en el punto de burbuja
- γ Tensión superficial de la interfase agua/aire
- A Angulo de contacto entre el líquido y el sólido.
- d_p diámetro del poro.

- Observación directa en el microscopio. La observación mediante microscopio electrónico es la única manera de obtener información estadística de los poros de una membrana. La técnica conocida como *scanning electron microscope* (SEM) tiene una resolución de 50 a 100 Å, mientras que el *transmission electron microscope* (TEM), con una resolución mucho mayor, trabaja en resoluciones de 3 a 4 Å.. Se deberá emplear el método apropiado de acuerdo con el tipo de membrana bajo estudio.

- Capacidad de un soluto para atravesar la membrana. Dentro de este método se mide la permeabilidad de determinados solutos de distinto tamaño molecular bajo condiciones controladas. Deberán ser solubles en agua o en soluciones salinas y no presentar interacción con la membrana o ser absorbidos por esta.

Para medir la densidad de poro –número de poros por área superficial de la membrana– se emplea la observación en microscopio descrita dentro de las técnicas de medición del tamaño de poros.

A partir de estos dos parámetros se puede determinar la porosidad de la membrana por medio de la siguiente ecuación:

$$\varepsilon = N \frac{\pi}{4} d_p^2$$

Donde:

- ε porosidad
- N densidad de poro
- d_p diámetro de poro promedio

Las membranas de tipo polimérico usadas en ultrafiltración no poseen un diámetro poroso definido, sino más bien una distribución de tamaño de poro. Así mismo, muchas membranas de ultrafiltración se describen por su *molecular weight cut-off* (MWCO)²², que se define comúnmente como el peso molecular de la menor especie hacia la cual la membrana presenta un 90% de rechazo. El MWCO de una membrana determinada puede variar de acuerdo a la composición de la alimentación, la orientación o características moleculares, las condiciones de operación, etc.

Las implicaciones de la distribución de tamaño de poro o el MWCO de una membrana son determinantes en el comportamiento de esta en un proceso de separación. Por ejemplo, aunque desde el punto de vista del transporte de masa, la diferencia entre ósmosis inversa y

ultrafiltración es meramente artificial, las membranas de ultrafiltración presentan tamaños de poro mucho mayores que las de las membranas empleadas en la ósmosis inversa; esto permite el libre paso de los iones disueltos, lo que da lugar a presiones osmóticas bajas. En consecuencia, las presiones de operación de los sistemas de ultrafiltración son marcadamente menores. Los procesos de ultrafiltración trabajan entre 2 y 10 bar, aunque en algunos casos es necesario aplicar hasta 25 o 30 bar de presión.

2.2.2. Flujo volumétrico

El flujo volumétrico (volumen infiltrado / área de la membrana, tiempo) está dado por:

$$J = \frac{H(\Delta P - \Delta \pi)}{l} \quad 1$$

donde H es el coeficiente de permeabilidad, ΔP es la diferencia en la presión hidrostática, $\Delta \pi$ es la diferencia de presión osmótica entre la fase alimentada y la permeada y l es el grosor de la membrana. Los efectos osmóticos son menores en ultrafiltración que en ósmosis inversa. Hay algunos casos en los que el término de la presión osmótica en la ecuación anterior puede ser despreciado, sin embargo, esto debe revisarse en cada aplicación pues puede generar un error significativo aun en el caso de moléculas grandes.

2.2.3. Rechazo

El rechazo al soluto R_i para una especie i está dado por:

$$R_i = 1 - \frac{c_p}{c_r} \quad 2$$

donde c_p es la concentración del filtrado, mientras que c_r es el valor correspondiente del lado de alimentación.²⁵

Cuando se realiza ultrafiltración en un proceso no continuo (batch), el rechazo se puede calcular a partir de la concentración permeada o a partir de la concentración retenida y los radios de

volumen correspondiente. Si V_0 y c_f son el volumen y la concentración de la corriente de alimentación, respectivamente, V_p es el volumen total permeado y V_r el volumen de retención restante, el rechazo se puede calcular como:

$$R_i = \frac{\ln(c_r / c_f)}{\ln(\text{VCF})} \quad 3$$

o como:

$$R_i = \frac{\ln[\text{VCF} - (c_p / c_f)(\text{VCF} - 1)]}{\ln(\text{VCF})} \quad 4$$

El factor de volumen de concentración (VCF por sus siglas en inglés), que se define como (V_0/V_p) también es importante para medir la separación.

2.2.4. Perfil del MWCO

Las características de rechazo de las membranas de ultrafiltración se expresan usualmente como el peso molecular nominal de corte. Este número se refiere al peso molecular (Daltons) de las especies, que se espera que tengan un valor de R_i de al menos 0.9 (ver ecuación 2). El perfil del MWCO o curva de retención se construye midiendo los valores de R_i de compuestos químicos similares de peso molecular variante. Este perfil se puede caracterizar por un MWCO promedio y por un coeficiente de dispersión Δ , que es una medida de la efectividad con la que se hace la separación. Cherkasov¹¹ ha sugerido un parámetro N_m , que corresponde al número de etapas teóricas en una cromatografía que equivalen a una separación por membrana:

$$N_m = \frac{30}{\ln(\Delta^2 + 1)} \quad 5$$

Las membranas con valores pequeños de Δ serán capaces de fraccionar solutos más eficientemente. Los valores de Δ para membranas convencionales se encuentran en el intervalo

de 0.7 a 2.8 ($N_m=100$ a 20) mientras que una membrana isoporosa tiene un valor de Δ de 0.25 ($N_m=500$).

2.2.5. Polarización de la concentración

La polarización de la concentración es un factor común de todos los procesos por membrana impulsados por la presión como es el caso de la ultrafiltración.²⁶

Cuando una membrana rechaza al soluto y, en consecuencia, éste se acumula sobre la superficie de la membrana, a altas concentraciones se precipita o forma un gel. La concentración a la que se encuentra el soluto en esta región es c_w . El valor de c_w está determinado por el equilibrio entre el soluto traído a la superficie de la membrana por el flujo convectivo del disolvente y el soluto que regresa por difusión al bulto. Algunas veces c_w alcanza su límite de solubilidad, el cual es menor que el que la hidrodinámica predice. En la figura 5 se muestra el esquema del perfil de concentración de un soluto en la capa límite de la membrana. Como resultado de este efecto en la superficie, la membrana sufre una mayor concentración en la zona de alimentación, resultando en una reducción del flujo, así como también, en una reducción aparente del rechazo.²⁷

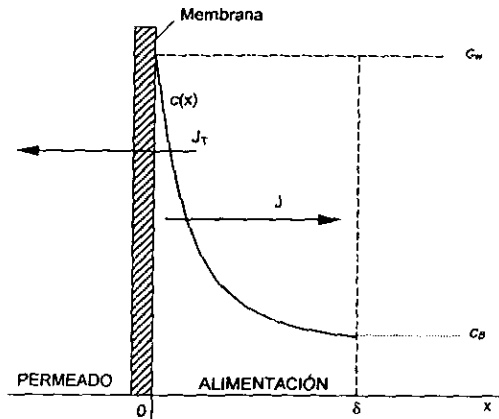


Figura 5. Esquema del perfil de concentración de un soluto en la capa límite de la membrana.²⁴

La capa de gel se puede considerar como una membrana dinámica secundaria que es hidráulicamente permeable al disolvente. La resistencia debida a la capa de gel, R_g , es, a menudo, mucho mayor que la de la membrana, R_m . Por consiguiente R_g se convierte en la etapa de control y el flujo obtenido se vuelve independiente de la membrana. La capa de gel incrementara su espesor o se compactará, lo que produce un aumento de la resistencia R_g al transporte del disolvente y una reducción del flujo del disolvente. R_g se incrementa hasta que el transporte total de soluto en la superficie de la membrana es igual a la retrodifusión del mismo hacia la solución masiva, es decir, el soluto se aleja de la membrana por el gradiente de concentración polarizada. Un incremento mayor de la caída de presión a través de la membrana aumentará el grosor de la capa de gel, en una cantidad igual a la necesaria para mantener sin cambio el flujo de disolvente a través de la membrana con la caída de presión. El flujo de régimen permanente se puede expresar como:

$$Q_w \left(\frac{c_f}{c_w} - \frac{c_{f2}}{c_{w2}} \right) + D_s \frac{dc_s}{dy} = 0 \quad 6$$

donde c_f es la concentración en la solución, (g·mol)/cm³. $c_{w2} = c_w$ corriente abajo y y es la distancia perpendicular a la capa de gel, cm. La ecuación 6 se puede aproximar como sigue:

$$Q_w (c_f - c_{f2}) + D_s (dc_s/dy) = 0 \quad 7$$

donde Q_w es el flujo volumétrico de disolvente a través de la membrana (cm³/s). La integración de la ecuación 7 da por resultado:

$$Q_w = \frac{D_s}{\delta} \ln \left(\frac{c_g - c_{f2}}{c_{f1} - c_{f2}} \right) = K \ln \left(\frac{c_g - c_{f2}}{c_{f1} - c_{f2}} \right) \quad 8$$

Donde δ es el espesor de la capa límite sobre la capa de gel, en cm; c_g la concentración del soluto en el gel, en gmol/cm³; K es el coeficiente de transferencia de masa en cm/s. Por lo

general, la concentración del soluto en el ultrafiltrado en c_2 es muy pequeña o casi cero, especialmente en comparación con c_g y c_f . Por consiguiente, la ecuación 8 da por resultado la ecuación 9:

$$Q_w = K \ln(C_g / C_{f1}) \quad 9$$

Debe observarse que las concentraciones de soluto también se pueden expresar en porcentaje en peso, para la capa de gel con densidad constante.

La validez de la ecuación 9 se ha demostrado experimentalmente para muchos solutos macromoleculares y dispersiones coloidales. Si graficamos Q_w contra el logaritmo natural de c_{f1} observaremos un comportamiento lineal. La concentración del gel, c_g es la concentración a la que el flujo de disolvente disminuye hasta cero que, por lo general, se determina experimentalmente a partir de la gráfica lineal de Q_w contra el ln de c_{f1} . El valor de c_g depende básicamente, de las características del soluto, es decir, las propiedades químicas y morfológicas y es virtualmente independiente de la concentración de la solución masiva, las condiciones de flujo del fluido, la presión de operación y las características de la membrana. La concentración del gel para los solutos macromoleculares es aproximadamente 25% en peso, en un intervalo de 5 a 50%. La concentración del gel para las dispersiones coloidales es aproximadamente de 65% en peso, en un intervalo de 50 a 75%. Estos resultados concuerdan, en forma razonable, con los que muestran que muchas soluciones de proteínas forman geles aproximadamente 25% en peso de sólidos, en tanto que las dispersiones coloidales se encuentran más compactadas con 65 a 75% de sólidos.

El coeficiente de masa K es una medición de la transferencia de masa del soluto, que se aleja de la superficie de la membrana. Esta transferencia se controla principalmente por las condiciones de flujo del fluido y la temperatura de operación. Para flujo laminar, con una corriente de alimentación que fluye sobre la superficie de la membrana (flujo transversal), el valor de K está dado por:

$$K = 0.816 \left(\frac{\gamma}{L} D_s^2 \right)^{0.33} \quad 10$$

donde:

γ representa la velocidad de corte del fluido en la superficie de la membrana, 1/s.

$\gamma = 8U_b/d$ para tubos circulares, con diámetro d , cm.

$\gamma = 6U_b/b$ para canales rectangulares, con una altura de canal b , cm.

U_b velocidad masiva del fluido, cm/s

L longitud del tubo o canal, cm

Para flujo turbulento con una corriente de alimentación, con flujo transversal, se ha demostrado que el valor de K es:

$$K = 0.023 (U_b^{0.8} D_s^{0.67} / d_h^{0.2} \nu^{0.47}) \quad 11$$

donde:

d_h representa el diámetro hidráulico equivalente ($d_h = 2b$ para canales rectangulares planos), cm;

ν es la viscosidad cinemática, cm^2 .

La difusividad del soluto se puede calcular a partir de la relación Einstein-Stokes:

$$D_s = kT / 6\pi\eta r_s \quad 12$$

donde:

k Constante de Boltzman, $1.380 \times 10^{-16} (\text{g} \cdot \text{cm}^2) / \text{s}^2 \cdot \text{K}$

T Temperatura absoluta, K.

η viscosidad del fluido, $\text{g} / (\text{s} \cdot \text{cm})$

r_s radio de la partícula, cm

Un método para estimar los coeficientes de difusión de los solutos con alto peso molecular fue presentado por Fedors¹⁴ en 1979.

Por otra parte Porter¹⁵ comparó, en el mismo año, el flujo experimental de ultrafiltración con el teórico, calculado a partir de la ecuación 10 y 11, tanto para soluciones macromoleculares como para dispersiones coloidales y descubrió que, para las primeras los flujos teóricos y experimentales concuerdan en 15 y 30% con flujo laminar o turbulento. Sin embargo, para las dispersiones coloidales, el flujo experimental es mucho mayor que el teórico, en un factor de 20 a 30 para el flujo laminar y 8 a 10 para el turbulento.

Debe observarse que la polarización de la concentración en las fibras huecas se puede despreciar, debido a la pequeña velocidad de flujo del filtrado. La permeabilidad de la membrana controla, básicamente, el flujo de disolvente a través de las fibras huecas.

La magnitud de la polarización de la concentración se puede abatir manipulando las condiciones de operación. Es especialmente significativa cuando se trabaja con membranas de alto flujo. Este fenómeno lleva a pequeños incrementos en el flujo conforme la presión aumenta hasta que se forma una capa de gel, en este punto el flujo no muestra un aumento con la presión y es llamado flujo límite.

2.2.6. Propiedades que determinan la selección de una membrana

La resistencia para la transferencia de masa de la fase de alimentación y la resistencia debida a las capas de gel que se forman en la superficie de la membrana son efectos extremadamente importantes dentro de los procesos de ultrafiltración. Como consecuencia, la selección de la membrana apropiada es tan relevante como el diseño del sistema y el protocolo de operación empleado.

La selección se dirige a la disminución de la tendencia de ensuciamiento en la superficie de la membrana. El polímero puede ser modificado, como se vio anteriormente, para incrementar la hidrofiliidad de la superficie, lo que aumenta notablemente el flujo y reduce el ensuciamiento.

En los módulos comerciales la polarización de la concentración es abatida intensificando el corte del fluido sobre la superficie, o bien, por inductores de turbulencia. Actualmente, nuevos diseños de celdas son probados a nivel laboratorio.

La separación es efectiva cuando existe al menos una diferencia de diez veces entre el tamaño de las especies. Este criterio aplica para cualquier manejo de la tecnología.

Las principales características para determinar si una membrana puede utilizarse en una aplicación determinada son:

- Porosidad
- Morfología
- Propiedades de superficie
- Resistencia mecánica
- Resistencia química

Estas propiedades dependen del material de construcción y de la técnica de elaboración. En sumo grado, estas propiedades están relacionadas; por ejemplo, una membrana altamente porosa puede mantenerse en buenas condiciones sólo si tiene la resistencia mecánica adecuada. Propiedades como resistencia a la limpieza química, degradación bacteriana y temperatura son importantes para usos industriales. Las propiedades de superficie y la morfología porosa son aprovechadas para resolver los problemas de ensuciamiento, flujo a través de la membrana y separación de solutos.

Las propiedades más importantes desde el punto de vista operativo son su productividad (flujo) y el intervalo de separación (rechazo de distintos componentes alimentados). Debido al tamaño, relativamente grande, de las moléculas retenidas, así como a los altos valores de flujo de la mayoría de las membranas utilizadas en ultrafiltración, el fenómeno de polarización de la concentración y el ensuciamiento son más significativos que cuando se comparan con los sistemas de ósmosis inversa. En la práctica, la separación lograda está en función de las

propiedades intrínsecas de la membrana, de las condiciones de operación del proceso y de la geometría modular.

2.3. Ensuciamiento

El desempeño de los módulos de ultrafiltración está determinado no sólo por sus propiedades intrínsecas sino que depende de fenómenos tan drásticos como el ensuciamiento de la membrana. *Fouling*, en inglés, se refiere a la acumulación de algunos componentes de la corriente de alimentación en la superficie de la membrana, o bien, entre los poros de esta. Por ejemplo, si la concentración c_p alcanza un punto donde el soluto precipita o forma un gel, esta capa ofrecerá una resistencia adicional a la presentada por la membrana inicialmente.²⁷ Esto puede expresarse como:

$$J_v = (\Delta P - \Delta \pi) / (R_m + R_c) \quad 13$$

donde:

R_m = //H es la resistencia de la membrana al transporte de masa

R_c la resistencia de la capa de gel

El valor de R_c puede ser mucho mayor a R_m de modo que el flujo volumétrico se vuelve independiente de la permeabilidad de la membrana. Si se intenta aumentar la presión, la capa de gel se incrementará o bien acrecentará su densidad, lo que de ninguna manera mejora el desempeño de la membrana. De modo alterno, el soluto puede depositarse entre los poros de la membrana como consecuencia de la geometría o tortuosidad de estos, o bien, interacciones entre el soluto y las paredes. En este caso, los poros estarán completamente bloqueados o su diámetro efectivo se reducirá. Como resultado de todos estos mecanismos, el flujo a través de la membrana se reducirá, mientras que el rechazo puede permanecer constante o incrementarse.

Aunque el ensuciamiento puede revertirse mediante limpieza de la membrana, existe la posibilidad de que se ensucie permanentemente, lo que, con el tiempo, requerirá de un cambio

de membrana. También es necesario considerar que estas mismas especies que forman el ensuciamiento en las membranas afectarán a la celda.

A pesar de que la polarización de la concentración y el ensuciamiento causan una reducción en el flujo, tienen efectos opuestos en el rechazo. Otra manera de distinguir los dos fenómenos es por su dependencia del tiempo. La concentración de la polarización depende de los parámetros operacionales tales como presión, temperatura, concentración de la corriente de concentración y velocidad pero no es función del tiempo. El ensuciamiento es parcialmente dependiente de estas variables, en particular de la concentración de entrada, pero está completamente supeditado al tiempo.

En la actualidad, cuando se hace una distinción entre estos dos fenómenos desde el punto de vista operacional cabe destacar que existen otros tipos de aminoración del flujo volumétrico, como son: compactación de la membrana, cambio en la composición a la alimentación a lo largo del tiempo, etc.

3

Modelos para los Procesos de Ultrafiltración

En ocasiones es útil considerar la ultrafiltración como un simple flujo a través de poros en donde la separación se lleva a cabo por un proceso de tamizado basado en el tamaño molecular. A pesar de ser simple, varios son los modelos que han partido de este concepto para posteriormente evolucionar.²⁸

El transporte por membranas de ultrafiltración puede concebirse como un flujo a través de poros, modificado por factores tales como la tortuosidad y distribución de los poros, interacciones de la corriente de alimentación con la membrana y entre los componentes de entrada.

3.1. Factores que afectan el flujo

Existen 4 parámetros que afectan directamente el flujo³¹:

- Presión
- Concentración de alimentación
- Temperatura
- Flujo y turbulencia en el canal de alimentación

Para explicar la manera en que afectan estos factores al flujo, parámetro que con frecuencia debemos predecir y que en términos de funcionalidad nos interesa incrementar, es que se han generado diversos modelos.

A continuación se explicará el modo en el que ejercen su influencia estos factores en las propiedades de la ultrafiltración.

3.2. Presión

Han existido múltiples intentos por desarrollar un modelo para pronosticar el flujo como función de los parámetros operativos y propiedades físicas del sistema. Ninguno ha sido completamente satisfactorio. El conflicto se encuentra en precisar lo que ocurre en la superficie de la membrana.

En una situación ideal, por ejemplo, con una distribución uniforme de poros de dimensiones iguales en la membrana, sin ensuciamiento ni concentración de la polarización, etc., se piensa que el mejor modelo para describir el flujo del fluido a través de los poros microscópicos de la membrana está dado por la ley de Hagen – Poiseuille para flujo en canales. Este modelo, que relaciona la caída de presión, viscosidad, densidad y dimensiones en el poro con el flujo, es analizado desde el punto de vista del balance de *momentum* utilizando coordenadas cilíndricas.²⁹ Una manera útil de expresar este modelo aplicado a la ultrafiltración, es:

$$J = \frac{\epsilon r_p^2 P}{8\eta \Delta x} \quad 14$$

donde:

J es el flujo a través de la membrana (por ejemplo, el flux en unidades de volumen/unidad de área/unidad de tiempo)

r_p es el radio del poro

P es la presión aplicada transversalmente sobre la membrana

η la viscosidad del fluido filtrado

Δx es la longitud del canal, es decir, el espesor de la película exterior de la membrana

ϵ es la porosidad de la membrana

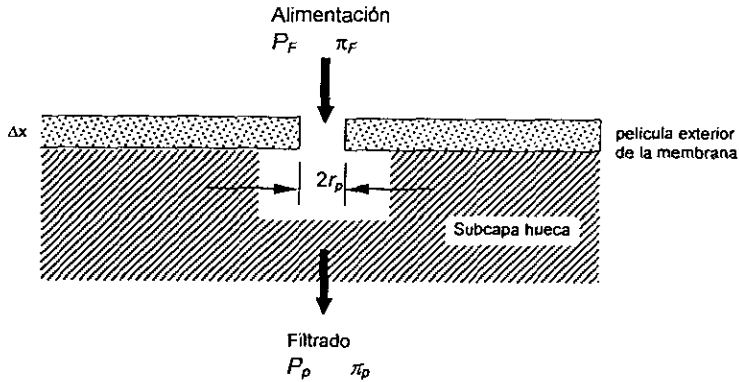


Figura 6. Representación esquemática de la sección transversal de una membrana de ultrafiltración típica, donde P_F es la presión aplicada, P_p es la presión corriente abajo (será cero si la celda está abierta a la atmósfera), π_F y π_p son las presiones osmóticas en ambos lados.¹⁰

La fuerza impulsora neta para un proceso ideal en una membrana (P en la ecuación anterior) es:

$$\Delta P - \Delta \pi \quad 15$$

donde:

$$\Delta P = (P_F - P_p) \quad y \quad \Delta \pi = (\pi_F - \pi_p) \quad 16$$

En la práctica es común despreciar los términos de presión osmótica debido a que, para aplicaciones a sistemas de ultrafiltración, las sustancias retenidas son de alto peso molecular. En la figura 6 se representa la sección transversal de una membrana de ultrafiltración típica, donde P_F es la presión aplicada, P_p es la presión corriente abajo (será cero si la celda está abierta a la atmósfera), π_F y π_p son las presiones osmóticas en ambos lados.

En este modelo se hacen las siguientes consideraciones:

- La densidad del líquido es una constante, es decir, es incompresible.
- El flujo a través de los poros es laminar.
- El flujo es una variable independiente del tiempo, esto es, el sistema se encuentra en estado estacionario.
- Se maneja un fluido Newtoniano
- Se desprecian los efectos en las orillas.

De acuerdo con el modelo, el flujo será directamente proporcional a la presión aplicada e inversamente proporcional a la viscosidad. La viscosidad está determinada principalmente por dos factores: concentración de sólidos (en la corriente de alimentación) y temperatura; para fluidos no Newtonianos también está afectada por la velocidad.

Así se podría llegar a la conclusión de que podemos incrementar el flujo aumentando la temperatura y la presión de operación, lo cual es cierto bajo circunstancias restringidas:

- A bajas presiones
- En pequeñas concentraciones
- A altas velocidades de alimentación

Cuando el proceso se desvía de tales condiciones el comportamiento cambia considerablemente; el flujo es independiente de la presión, en ocasiones, a presiones considerablemente bajas. En estas circunstancias el modelo de Hagen – Poiseville no podrá describir el proceso de ultrafiltración adecuadamente.

Los efectos de la presión pueden ser resumidos de la siguiente manera: a bajas presiones, bajas concentraciones de alimentación y altas velocidades de alimentación, por ejemplo en condiciones bajo las cuales los efectos de la concentración de la polarización son mínimos, el flujo será afectado principalmente por la presión a través de la membrana. Solo se apreciarán desviaciones del modelo lineal flujo–presión (ecuación 14) a altas presiones debido a la

formación de la capa de gel polarizado. En la figura 7 se muestra la correlación entre parámetros de operación y flujo, indicando las áreas en las que controla, tanto la presión, como la transferencia de masa.

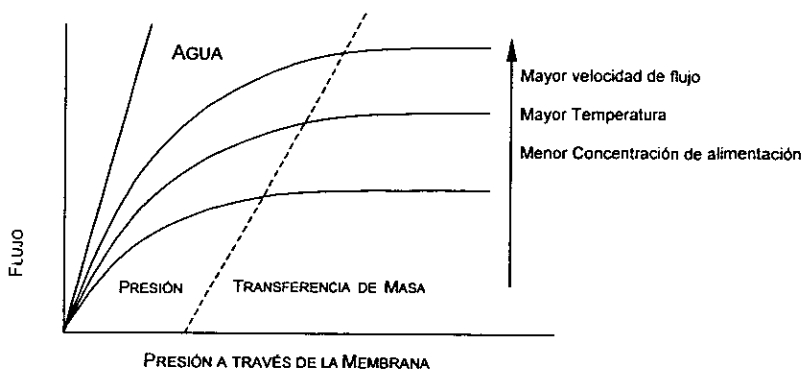


Figura 7. Correlación generalizada entre parámetros de operación y flujo, indicando las áreas en las que controla, tanto la presión, como la transferencia de masa. ²⁷

Considerando el proceso como un simple tamiz, podemos calcular el rechazo, definido anteriormente, a partir de la relación de diámetros de las especies y del diámetro de poro, por ejemplo empleando la siguiente ecuación propuesta por Ferry¹⁶:

$$R_i = [\lambda(2 - \lambda)]^2 \quad \text{para } \lambda < 1 \quad 17$$

$$R_i = 1 \quad \text{para } \lambda \geq 1 \quad 18$$

donde:

λ es la relación entre diámetros = $\frac{d_i}{d_p}$

d_i diámetro de las especies

d_p diámetro de poro

Esta ecuación se ha modificado considerando que el soluto se mueve a menor velocidad que el fluido, dando como resultado:³⁰

$$R_i = 1 - \left\{ 1 - [\lambda(2 - \lambda)]^2 \right\} \exp(-0.7146\lambda^2) \quad 19$$

Esta corrección es plausible para valores de λ mayores de 0.5. Dentro de la misma trayectoria se han desarrollado trabajos que consideran, además, soluciones con una dispersión no uniforme, distribución de tamaño de poros en la membrana e interacciones debidas a las fuerzas de van der Waals incluidas en el coeficiente de retención.

Existen modelos más sofisticados para calcular el flujo de los solutos a través de los poros. Buena parte pueden encontrarse reunidos en el artículo publicado en 1987 por W. Deen.³⁷

Se puede observar que al expresar el flujo con base en la ecuación de Hagen - Poiseville no consideramos ninguna característica de la membrana que no sea el diámetro de poro.

Matsuura y Sourirajan¹⁸ llevaron a cabo un modelo extenso para describir el flujo a través de poros cilíndricos bajo la influencia de fuerzas de superficie tales como la repulsión electrostática, dispersión de van der Waals y fricción. Este modelo presenta gran efectividad en el estudio de membranas cuyos poros son menores a 30 Å o donde otros métodos resultan muy tediosos. El rechazo del soluto se expresa como:³¹

$$R_i = 1 - \frac{c_f \int_0^\infty Y(r_p) \left[\int_0^{r_p} c_p(r') v(r') r' dr' \right] dr_p}{c_p \int_0^\infty Y(r_p) \left[\int_0^{r_p} v(r') r' dr' \right] dr_p} \quad 20$$

donde:

$Y(r_p)$ es la distribución de tamaño de poro

c_f la concentración de alimentación

c_p la concentración del filtrado

v es la velocidad del solvente

El término $Y(r_p)$ puede ser expresado como una distribución normal, con un radio de poro promedio r_p y una desviación estándar σ_p . La velocidad del solvente v se calculará a partir de la siguiente ecuación: ³¹

$$\frac{d^2v}{dr_p^2} + \frac{1}{r_p} \frac{dv}{dr_p} + \frac{\Delta p}{\eta l} + \frac{RT}{\eta l} (c_p - c_f) \left[1 - \exp\left(-\frac{\Phi}{RT}\right) \right] - \left(\frac{(b-1)X_{AB}c_p v}{\eta} \right) = 0 \quad 21$$

donde:

a $r'=0, \quad dv/dr_p = 0$

a $r'=r_p, \quad v = 0$

η es la viscosidad

X_{AB} es una constante que relaciona la fuerza de fricción entre el soluto y solvente debido a la diferencia entre sus velocidades relativas

b es el cociente de la fuerza de fricción del soluto en movimiento entre la correspondiente a la solución del bulto.

Φ es la función que expresa la fuerza ejercida por las paredes de los poros sobre el soluto

El parámetro b está descrito como una función del cociente de la distancia de impedimento estérico \bar{D} con el radio del poro r_p . Las interacciones electrostáticas y de van der Waals están expresadas en términos de las constantes \bar{A} y \bar{B} , por ejemplo, la fuerza de interacción de van der Waals se expresa como:

$$\Phi(r) = - \frac{\left(\bar{B}/r_\sigma^3 \right)}{\left[\left(r_p/r_\sigma \right) - r_p \right]^6} \quad 22$$

donde r_σ es el radio efectivo reducido:

$$r_a = r_p - d_w$$

Matsura y Sourirajan³¹ describen, en su trabajo presentado en 1981, procedimientos para determinar los parámetros \overline{D} , \overline{A} y \overline{B} , mediante distintas mediciones. Los valores de r_p y d_w pueden escogerse para ajustarse a los valores de rechazo según la ecuación 20.

3.2.1. Modelo de Presión Osmótica

Con el fin de explicar de que manera afecta la presión osmótica en la disminución del flujo, se han desarrollado diversos modelos. La diferencia de la presión osmótica entre el fluido alimentado y la fase formada a partir del filtrado puede alcanzar un valor significativo en relación con la presión aplicada al proceso, esto actuará directamente reduciendo el flujo a través de la membrana.

Se ha encontrado que aun en casos de solutos poliméricos se pueden presentar valores de diferencia de presión osmótica significativos.²⁷

En el caso de soluciones diluidas, se puede relacionar la presión osmótica π con la concentración de soluto mediante una ecuación tipo Van't Hoff:

$$\pi = RTc^n \quad 24$$

$$\pi = RT \sum_{j=1}^N a_j c^j \quad 25$$

donde:

T temperatura absoluta

R constante de los gases

n usualmente 1 para especies de bajo peso molecular y soluciones diluidas.

Sin embargo, para moléculas grandes, la relación entre la concentración del soluto y la presión osmótica no es lineal y n es distinto de cero o bien π puede expresarse como una serie de

potencias en ϵ . Desafortunadamente, es difícil encontrar correlaciones para moléculas grandes, que son los mayores causantes de ensuciamiento en los procesos de ultrafiltración en aplicaciones ambientales.

De cualquier modo, como las moléculas de alto peso molecular se acumulan en la superficie de la membranas con difusión en sentido opuesto a esta, la diferencia en presión osmótica

$$[\pi_r(c_r) - \pi_p(c_p)] \quad 26$$

puede ser significativa.¹⁸

La ecuación básica del flujo volumétrico puede escribirse de la siguiente manera:

$$J_v = (P/l)[\Delta p - (\pi_r - \pi_p)] \quad 27$$

3.3. Concentración en la Alimentación

3.3.1. Modelo de transferencia de masa (Teoría de película)

Uno de los modelos más ampliamente utilizados y de mayor simplicidad para la descripción del proceso de ultrafiltración independiente de la presión y donde la transferencia de masa controla es la teoría de película. Esto se presenta gráficamente en la figura 8.³⁰

Al filtrar la solución el soluto es transportado a la superficie de la membrana mediante un mecanismo de convección a una relación de J_s donde:¹⁰

$$J_s = J c_f \quad 28$$

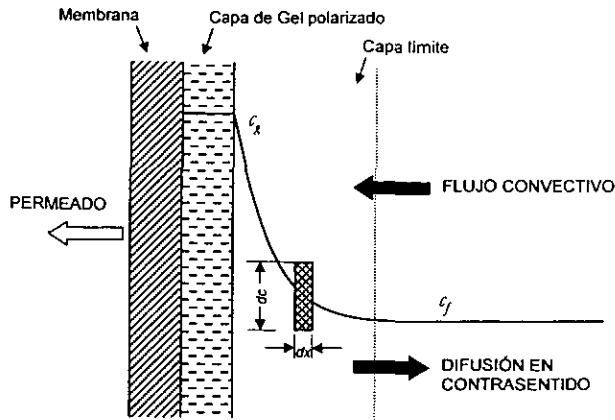


Figura 8. Esquema del fenómeno de concentración de la polarización durante la ultrafiltración de solutos coloidales y macromoleculares, mostrando la capa de gel formada y la capa límite asociada.³⁰

donde:

J es el flujo permanente (volumen / tiempo)

c_f es la concentración de soluto en la alimentación

El gradiente formado a consecuencia de esto provoca un transporte en sentido opuesto a la superficie de la membrana debido a un efecto difusivo. Despreciando la difusión axial, tendremos que la ecuación para describir el flujo en sentido opuesto es:

$$J_s = D \frac{dc}{dx} \quad 29$$

donde:

D es el coeficiente de difusión

dc/dx es el gradiente de concentración sobre un elemento diferencial en la capa límite.

En estado estacionario los dos mecanismos estarán balanceados y las ecuaciones anteriores pueden ser igualadas e integradas para dar:

$$J = \frac{D}{\delta} \ln \frac{c_g}{c_f} = K \ln \frac{c_g}{c_f} \quad 30$$

donde:

K es el coeficiente de transferencia de masa, con las mismas unidades que el flujo volumétrico J

δ es el espesor de la capa límite sobre la cual se presenta el gradiente de concentración

c_g es la concentración en la superficie de la membrana

Cabe destacar que en este modelo no se presenta el término de presión. Se asume que no existe ningún efecto debido a esta. Por lo tanto, este modelo solo será válido en la región de dependencia de la transferencia de masa. El flujo final será resultado de cuanto material se transporte de regreso de la superficie de la membrana hacia la solución alimentada.

Puesto que en muchas operaciones, los valores de c_g y de c_f son ajustados por medio de las propiedades fisicoquímicas de la corriente de alimentación, el valor del flujo volumétrico sólo puede ser incrementado al aumentar al máximo el valor de K , reduciendo el espesor de la capa límite. Es esto por lo cual cualquier ajuste que pretenda incrementar el flujo (tal como un incremento en la presión) sin proveer de un mecanismo de compensación para aumentar el transporte en sentido opuesto a la superficie de la membrana será contraproducente.

3.3.2. Evaluación del coeficiente de transferencia de masa

Se ha utilizado un análisis dimensional como una herramienta poderosa que sustituye la falta de una teoría satisfactoria. Empleando el teorema π o por analogía con la transferencia de calor, podemos obtener una correlación general del tipo:

$$S_h = A(Re)^\alpha (Sc)^\beta$$

donde:

$$S_h \quad \text{es el número de Sherwood} = \frac{k d_h}{D}$$

$$Re \quad \text{número de Reynolds} = \frac{d_h V \rho}{\eta}$$

$$Sc \quad \text{número de Schmidt} = \frac{\eta}{\rho D}$$

$$d_h \quad \text{diámetro hidráulico} = 4 \left(\frac{\text{Sección de flujo transversal disponible}}{\text{perímetro húmedo}} \right)$$

α y β son constantes determinadas por el estado de desenvolvimiento de los perfiles de velocidad y concentración a lo largo del canal. La constante A refleja variaciones en las propiedades físicas del sistema.

Se puede encontrar un tratamiento a fondo de estos conceptos en el libro *Mass Transfer Operations* de R. Treybal.¹⁹

El modelo de transferencia establece que el flujo volumétrico J se incrementará exponencialmente al aumentar la concentración de alimentación c_f . Esta relación se cumplirá sin importar el tipo de flujo, temperatura o grado de turbulencia. Este modelo sólo asume que a $J=0$, $c_f = c_g$, todos los datos para una concentración de alimentación habrán de converger en un punto en la escala de concentración, lo que representa la concentración del gel. Esto ha demostrado ser cierto en la mayoría de los casos. La pendiente de la gráfica del logaritmo de J vs. logaritmo de la concentración de las especies rechazadas corresponde al coeficiente de transferencia de masa K en las mismas unidades que el flujo volumétrico.

3.4. Temperatura

En términos generales, mayores temperaturas darán lugar a un mayor flujo tanto en la región en la que la presión controla el flujo como en la que es la transferencia de masa la que lo hace; esto, siempre y cuando no haya otro efecto asociado, tal como la precipitación de una sal insoluble a altas temperaturas.³² En la región de control de la presión el efecto de la temperatura sobre el flujo es debido al cambio en la densidad y viscosidad.

En el área de control de la transferencia de masa, K es proporcional a $D_r^{0.67}$ e inversamente proporcional a $(\eta/\rho)^m$, donde $m = 0.47$ para flujo turbulento y de 0 a 0.16 para sistemas bajo régimen laminar. De esta manera se espera que la temperatura tenga una influencia considerable, puesto que la difusividad aumenta de acuerdo con la modificación de la ecuación de Stokes-Einstein:

$$D_1 = \frac{D_2 \eta_2 T_1}{T_2 \eta_1} \quad 32$$

donde los subíndices 1 y 2 se refieren a dos distintas temperaturas. En general se recomienda operar a altas temperaturas, lo cual estará limitado por la solución de alimentación y la resistencia de la membrana.

4

Equipos de Ultrafiltración

Se pueden encontrar cuatro diseños fundamentales para los procesos de ultrafiltración:³⁴

- Tubular
- Fibra hueca
- Platos
- Espiral

4.1. Membranas Tubulares

El diseño de procesos de ultrafiltración por membranas tubulares fue probablemente el primero en desarrollarse a escala industrial.³⁵ Los sistemas tubulares cuentan con canales internos relativamente amplios, diámetros de 0.5" a 1" y longitudes de 2 a 20 pies que son resultado de optimizar el costo energético y el precio de las membranas. La figura 9 ilustra el funcionamiento de una membrana tubular.

Las características principales de las membranas tubulares son: ³⁶

- Son capaces de manejar partículas de tamaño considerable debido al diámetro relativamente grande de los módulos, así como, fluidos con un alto contenido en sólidos. Se utiliza como regla heurística que la longitud de la mayor partícula a manejar en una celda

determinada no sobrepasará la décima parte del diámetro en el canal. Por lo tanto, solutos de hasta 1250 μm se podrán procesar en unidades de 0.5" de diámetro interno.

- Los equipos con estos diámetros se operan bajo un patrón de flujo turbulento. Las velocidades recomendadas son de 2 a 6 m/s que darán lugar a flujos de 15 a 60 l/min en cada tubo. El número de Reynolds usualmente tiene valores superiores a 10,000 y la caída de presión es en promedio de 2 a 3 psi en un tubo de 8 o 12 ft. De esta manera, encontraremos que los valores típicos para la caída de presión en un tubo de 0.5 a 1" será de 30 a 40 psi en celdas de ultrafiltración operando en paralelo bajo estas condiciones de flujo. Esta combinación de valores notablemente elevados de flujo y caída de presión darán lugar a un gran consumo de energía.
- La geometría recta permite una fácil limpieza que puede ser efectuada en el sitio de operación por métodos estándar. Es factible también utilizar ruedas o rodillos abrasivos para ayudar a efectuar una limpieza completa.
- Las membranas tubulares tienen la menor relación de área superficial por volumen para cualquier módulo de ultrafiltración, por lo que dará lugar a grandes requerimientos de espacio para la instalación del equipo. El volumen que se retiene en este tipo de unidades por área superficial es alto, lo que limita el grado de concentración que puede ser alcanzado durante el proceso, especialmente cuando se manejan volúmenes pequeños.
- La mayor desventaja que presenta el diseño tubular es el costo asociado al reemplazo de las membranas de los tubos. Los tubos porosos que actúan como soporte se construyen de fibra de vidrio reforzada con un material epóxico. Una vez que la incrustación es irreversiblemente debe remplazarse el tubo junto con la membrana. Los sistemas de membrana tubular son generalmente más baratos que los de placas, fibra hueca y en espiral; sin embargo, los tubos desechables representan un costo operativo significativo cuando se trabaja con corrientes de alimentación que producen incrustaciones con facilidad. Con frecuencia, las membranas tubulares se destinan al manejo de fluidos de

desecho que poseen características poco regulares o difícilmente predecibles, lo que provoca que su vida útil fluctúe considerablemente.

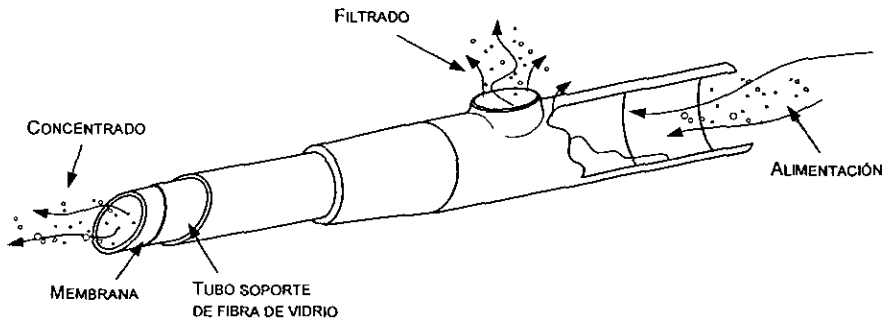


Figura 9. Diagrama de una membrana tubular dentro de su tubo contenedor.

4.2. Fibras Huecas

Comparado con otras geometrías, la configuración de la membrana de fibra hueca es un nuevo enfoque en el diseño de los módulos de ultrafiltración. La membrana tiene una forma de tubo autoportado, es decir, su estructura –compuesta de pequeñas fibras– le da una consistencia rígida. Además, cuenta, con una capa densa en la parte interna, por donde es alimentado el líquido.³⁷

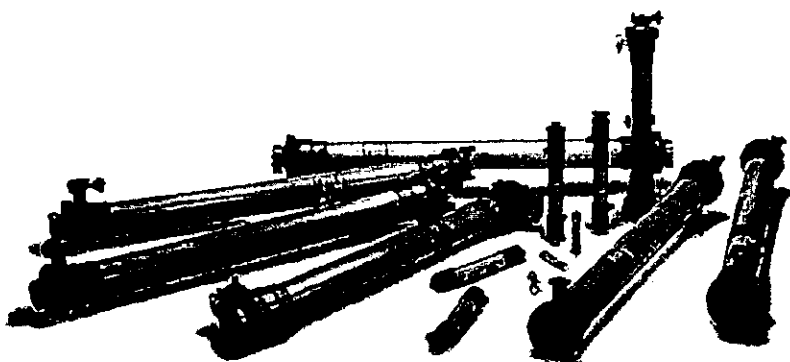
Cada fibra hueca tiene un diámetro bastante uniforme. Existen diferentes fibras con distintos diámetros que van de 0.19 a 1.25mm. Las fibras tienen una sección transversal de 200µm. Para las aplicaciones de ultrafiltración la corriente de alimentación entra en el núcleo interno, tal como se muestra en la figura 12.⁴⁰

Los paquetes contienen de 50 a 3,000 fibras individuales, que depende del diámetro de las fibras y del tamaño del cartucho. Son sellados con una cubierta simétrica bajo un arreglo de

coraza y tubos que se unen de cada lado por un tubo de lámina epóxica. La coraza del cartucho se puede construir de polisulfona o PVC translucido. Cada cartucho trae una boquilla de entrada y otra de salida, así como un par de salidas para el filtrado localizadas en los extremos del cartucho.⁴¹ En la figura 10 se pueden observar módulos de fibra hueca para uso industrial y en la 11 un corte transversal de un cartucho de membrana de fibra hueca.

La mayor parte de los cartuchos para uso industrial tienen un diámetro de 3" y longitudes de tres tamaños:

- 43", que se utiliza para diluir corrientes que no se incrustan en la membrana que operan bajo un régimen independiente de la velocidad y dependiente de la presión.
- 25" se utilizan para flujos que requieren altas velocidades.
- 12.5" usualmente contienen fibras de un diámetro mayor y se utiliza para tratar fluidos viscosos donde se requiere gran concentración.



*Figura 10. Módulos de fibra hueca.*³⁸

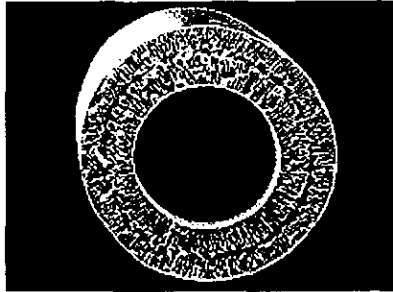


Figura 11. Fotografía transversal de un cartucho de membrana de fibra hueca.³⁹

De acuerdo a lo discutido en el capítulo anterior las longitudes menores conllevan a un flujo mayor, además de disminuir la caída de presión.

El funcionamiento de los módulos de fibra hueca es básicamente el mismo que para las membranas tubulares. El fluido se alimenta por uno de los extremos del módulo y por el opuesto sale el material retenido. Después de atravesar la membrana el filtrado se recupera por un tubo conectado a una de las paredes del equipo (figura 13).

Las características principales de los módulos con fibras huecas son:

- Las velocidades recomendadas para la operación de sistemas de ultrafiltración con fibras huecas se encuentran en un intervalo de 0.5 a 2.5 m/seg., dando como resultado valores de Reynolds entre 500 y 3,000, por lo que el patrón de flujo a regir este tipo de sistemas es el laminar.⁴⁶
- Dentro de los sistemas de ultrafiltración existentes, las fibras huecas presentan la más alta relación entre área superficial y volumen que ocupa el equipo. Por otro lado, el volumen retenido dentro del equipo es bajo, típicamente en un cartucho de unas 3" se almacenan alrededor de 0.5 l, lo que equivale 1.7 m² de área de membrana.

- La caída de presión en estos equipos fluctúa entre los 5 y 20 psi, dependiendo del efluente que se maneje. Esta combinación entre caídas de presión y velocidades pequeñas convierte en el sistema de fibra hueca uno de los más económicos energéticamente hablando.

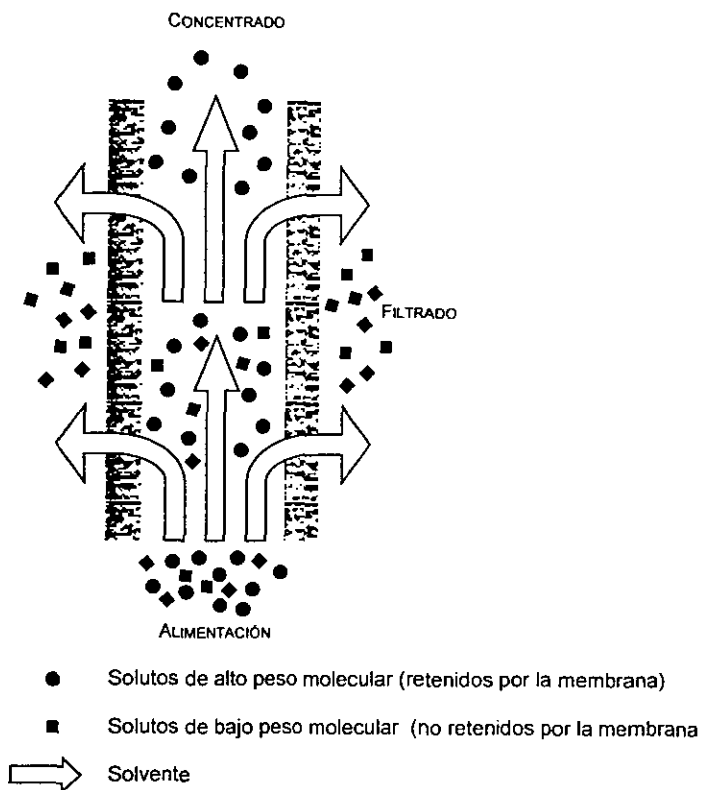


Figura 12. Representación esquemática del principio del sistema de Fibra hueca. 40

- La presión máxima que soporta una membrana de fibra hueca es de alrededor de 25 psig. En casos de cartuchos cortos se puede incrementar hasta 35 psig pero solo a temperaturas menores a 30° C. Esta debilidad mecánica en ocasiones es una desventaja puesto que existen corrientes que se encuentran lo suficientemente diluidas como para manejar presiones mayores, lo que limita la presión a través de la membrana. Adicionalmente,

encontramos que, como el flujo es proporcional a la presión este parámetro estará limitado por la presión.

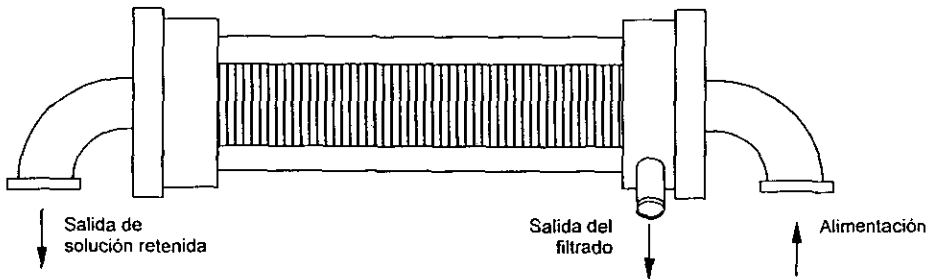


Figura 13. Diagrama de un cartucho de Fibra hueca.

- Debido a que se manejan diámetros muy pequeños es fácil que se obstruya el canal. Esto limita notablemente trabajar eficientemente con líquidos de alto contenido sólido o partículas grandes. En general, se recomienda que la corriente de alimentación tenga un diámetro máximo de $100\ \mu\text{m}$.
- Se emplean unidades de alta densidad que aseguran la obtención de un filtrado de gran pureza para aplicaciones tales como la electrónica y la farmacéutica. Por ejemplo, las membranas de polietersulfona pueden esterilizarse con agua a temperaturas superiores a $100^\circ\ \text{C}$ bajo presión.⁴²
- Para compensar el ensuciamiento, estos sistemas pueden limpiarse o ser limpiados periódicamente. Sin embargo el fluido destinado a la limpieza debe ser filtrado para eliminar cualquier partícula que pudiera tapar o dañar la pared porosa de la fibra. Además, las fibras huecas facilitan su limpieza gracias a que se encuentran auto soportadas.
- Los sistemas de fibra hueca son generalmente aplicados en la purificación de agua cuyo contenido de sólidos sea muy bajo, menor al 1%.

4.3. Placas

Los módulos constituidos por placas se establecieron tempranamente en el terreno comercial. Están configurados por una simple hoja plana.³

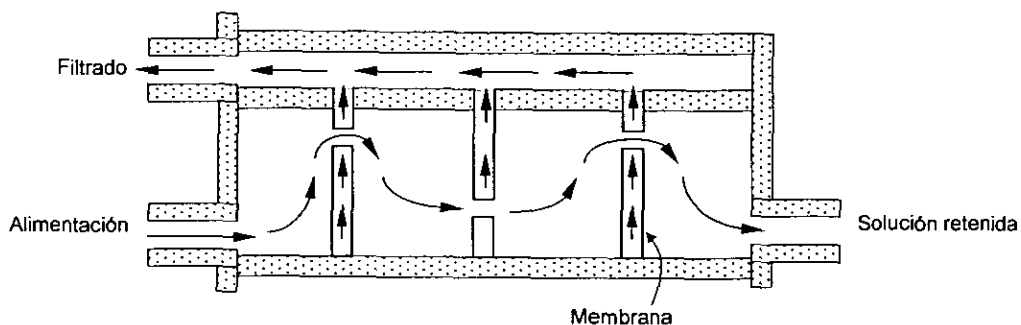


Figura 14. Esquema de un módulo de ultrafiltración con diseño por placas.⁴²

Existen módulos que consisten en una lámina rígida, plana y rectangular fabricada de poliolefina con membranas selladas por medio de calor por ambos lados. Una rejilla de drenaje se coloca entre la coraza y la placa para y de este modo hacer fluir el filtrado. Varias de estas placas se apilan una sobre otra, alineándose con la ayuda de soportes colocados en la periferia del plato, que se sujetan para formar un cartucho (figura 14).

Existen dos tipos de cartucho. La configuración de canal amplio cuenta con 20 platos espaciados aproximadamente 2.5 mm. La configuración de canal estrecho cuenta con 32 elementos espaciados 1.0 mm lo que evidentemente genera una mayor área de membrana activa disponible. Los cartuchos se colocan en una celda rectangular de acero inoxidable que puede alojar hasta 12 en serie. El filtrado se recolecta en un cabezal común. El flujo de alimentación se bombea transversalmente a la membrana en general bajo un régimen de flujo turbulento.⁴¹

Uno de los diseños de mayor utilización es el construido por placas sostenidas dentro de un bastidor como un filtro prensa. Esta idea básica fue modificada por De Danske Sukkerfabrikker (DDS) a final de los años sesentas. El sistema original esta formado por una serie de láminas planas circulares con la parte central perforada. La membrana se coloca a ambos lados de un disco plástico poroso que sirve como colector del filtrado. Al otro lado de la membrana se coloca un dispositivo para separar las membranas, apilando uno sobre otro alrededor del orificio central (figura 15). Este arreglo se ensambla agregando empaques para minimizar las fugas y soportado finalmente por un par de placas finales.⁴⁷

Se alimenta el fluido a procesar desde la placa mas baja haciéndolo pasar a través de los huecos formados por los espaciadores y después, radialmente hacia el interior a través de la membrana. Posteriormente el líquido fluye hacia arriba a través del espacio anular hasta que alcanza el siguiente espaciador y fluye radialmente hacia afuera, nuevamente por la periferia continuando así hasta que la sustancia retenida sale del espacio de retención atravesando el plato superior. El filtrado atraviesa la membrana y el soporte poroso, para así ser desalojado por medio de una tubería que lo lleva al cabezal principal.

Actualmente se utilizan módulos horizontales que trabajan de la misma forma con la particularidad de que las membranas se sujetan a las placas de soporte separándolas mediante anillos que forman el canal de alimentación sustituyendo los espaciadores.

Una característica poco común en estos elementos es la empleada para evitar las incrustaciones. Se aplica energía mecánica que evita que las partículas se adhieran a los poros. Un ejemplo, consiste en agitar el sistema completo creando vibraciones.

Otro método, denominado Sistema de Filtración por Membrana con Alta Velocidad de Rotación (*High Speed Rotating Membrane Filtration System*) combina membranas cerámicas con la acción rotatoria. En este caso el movimiento de la membrana es creado al rotar la membrana en relación a un elemento fijo del aparato. La vibración puede ser creada al mover el rotor sobre la superficie de la membrana fija.

El método de filtración CR es una nueva variación del método de filtración de placa y coraza convencional y aunque la mayoría de las aplicaciones para este nuevo tipo de sistema están encaminadas al uso en microfiltración, que ha presentado fuertes problemas de ensuciamiento, no cabe duda que su empleo puede dirigirse también a la ultrafiltración.

Las características principales de los módulos con placas son:³⁶

- Los canales tienen un diámetro de 0.5 a 1 mm y una longitud de 6 a 60 cm donde rige un patrón de flujo de tipo laminar.
- El filtrado de cada par de membranas se puede observar a través de la tubería de plástico, lo que permite detectar fugas en puntos específicos, así como la verificación del flujo y otras propiedades en la celda.

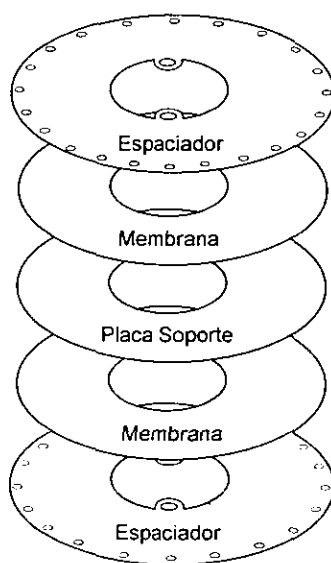


Figura 15. Estructura de un módulo de ultrafiltración con diseño por placas circulares.

- El remplazo de membranas *in situ* es relativamente sencillo, aunque debe de tenerse precaución en acomodar los empaques adecuadamente para evitar fugas.
- El fluido viaja a velocidades de 2 m/s resultando en caídas de presión de 150 psi en celdas de alrededor de 30 placas. Dentro del contexto del consumo de energía, se puede considerar que este tipo de sistemas como una fase intermedia entre los diseños tubulares y en espiral.

4.4. Espiral

Este es uno de los diseños más compactos y baratos disponible en la actualidad. Al igual que la configuración de placas, estos elementos se diseñan alrededor de láminas planas. Dos hojas planas son colocadas juntas con las caras activas contrapuestas. Están separadas la una de la otra por una malla delgada y unidas por tres lados, el restante se coloca alrededor de un tubo perforado. Otro espaciador tipo malla del espesor requerido se coloca en uno de los lados de esta “envoltura” y el sistema completo se enrolla alrededor del tubo central en forma de espiral. El ensamblado se coloca dentro de un dispositivo de PVC o acero inoxidable (figura 17). La corriente de alimentación se bombea a lo largo de la unidad. Mientras que el filtrado es forzado a través de las membranas hacia el canal del filtrado y fluye hacia el tubo colector central (figura 16).⁴⁸

El espacio entre la periferia de las membranas y el contenedor de presión puede presentar problemas debido a que se dificulta la remoción y remplazo de la membrana, por lo que se recomienda evitar un arreglo ajustado.

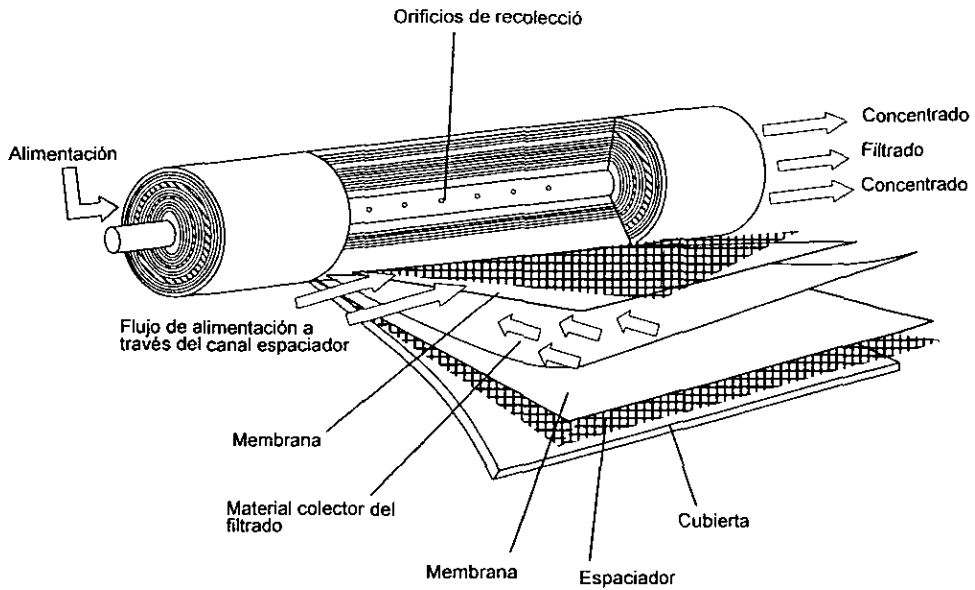


Figura 16. Esquema de un módulo de ultrafiltración en espiral.

Características de los módulos en espiral:¹⁰

- Estos módulos cuentan con láminas acomodadas en paralelo que forman canales estrechos donde fluye el líquido. El espesor de la malla espaciadora determina las dimensiones del espesor del canal de alimentación. Típicamente se manejan espaciadores con un espesor de 0.76 mm y 1.1 mm. La ventaja de un canal angosto es que se puede empaquetar un área de membrana mayor dentro de un contenedor dado.
- En caso de requerir que la caída de presión sea menor, es recomendable utilizar un canal más ancho. Esto provocará una ligera reducción en el área de membrana para un volumen dado.

- Aunque el patrón de turbulencia dentro de los módulos en espiral no es claro se ha podido determinar que la velocidad a través de la membrana está entre 10 y 60 m/s, aumentando en celdas con canales amplios, estas velocidades corresponden a valores de Reynolds de entre 100 y 1300. En teoría estos valores corresponden a un patrón de flujo laminar pero es considerable el efecto de turbulencia que causan los espaciadores de malla.
- La relación entre el área superficial y el volumen ocupado por el equipo promedia entre 200 y 300 m²/m³.

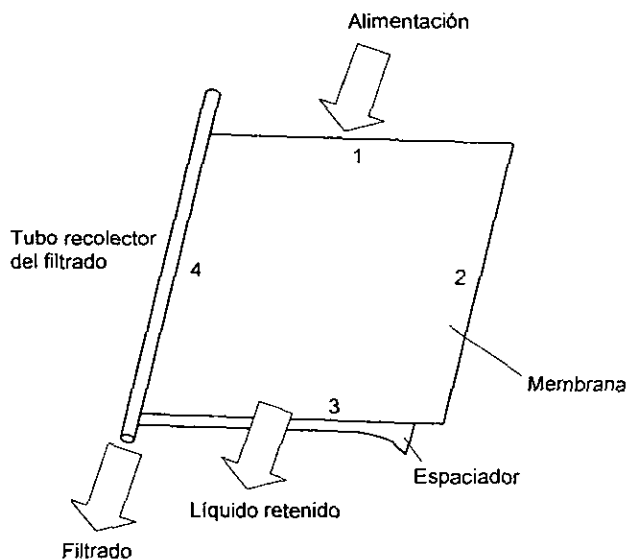


Figura 17. Esquema de un módulo de ultrafiltración en espiral desenrollado, donde, se muestra exclusivamente una membrana con su espaciador. Los lados 1, 2 y 3 están pegados a la segunda membrana (no se muestra). El lado 4 está pegado al tubo recolector del líquido filtrado. ¹¹¹

- La caída de presión dentro del canal de alimentación es relativamente alta debido al efecto estructural y al provocado por el espaciador.
- Otro efecto debido a esta malla es la creación de puntos muertos donde se puede acumular material suspendido dando lugar a problemas de limpieza en la celda. Por esto, se recomienda utilizar bajas concentraciones dentro de este tipo de módulos.
- Gracias a que se manejan flujos pequeños que dan lugar a caídas de presión menores con turbulencia considerable esta arquitectura esta entre las de menor consumo energético.
- Las principales desventajas de los módulos en espiral radican en que el elemento completo de filtración deberá desecharse una vez que se presente el incrustamiento y en que presentan dificultades para manejar materiales viscosos o aquellos que contienen altas concentraciones de sólidos.

5

Aplicaciones Ambientales

5.1. Aguas residuales grasas

Una gran variedad de industrias generan millones de litros de aguas residuales contaminadas con grasas y aceites (tabla 6). Estos desechos representan un grave problema para el control de la contaminación. Se pueden agrupar en tres categorías:

- Aceite libre que forma una capa en la superficie acuosa
- Emulsiones inestables aceite/agua
- Emulsiones altamente estables aceite/agua

El aceite libre se puede remover mediante una separación mecánica que utiliza la fuerza gravitatoria, utilizando una criba o una trampa de grasas formada por barreras verticales. Las emulsiones inestables se pueden romper por medios mecánicos o químicos y posteriormente separarse por gravedad. Sin embargo, las emulsiones estables y en especial los desechos grasos solubles en agua requieren de un tratamiento más sofisticado. Antes del desarrollo de la ultrafiltración el tratamiento químico empleado generaba un residuo en forma de lodos, en donde, el aceite y el agua retenida permanecían en el flóculo dentro de la fase oleosa. Este lodo requería de una estabilización previa antes de desecharlo. Además, la fase acuosa debía tratarse nuevamente para así alcanzar los estándares ambientales y desecharse⁵⁷ (ver Apéndice 2).

Tabla 6. Principales industrias donde la ultrafiltración resuelve problemas de desechos aceitosos.

Industria	Fuentes de Desechos
Industria metal mecánica	Refrigerantes solubles en agua, aceites y lubricantes empleados en la operación de maquinaria. Desechos de tanques de lavado de piezas mecánicas, aguas de enjuague y limpieza de áreas de trabajo
Rolado y laminado metálico	Aceite utilizado como lubricante y refrigerante en las operaciones de rolado y laminado ferroso y no ferroso
Limpieza de desechos	Desechos aceitosos emulsificados en agua, recolectados a partir de diversas industrias
Procesamiento de alimentos	Aceites y grasas naturales provenientes de procesos alimenticios de materias animales y vegetales
Transportación	Desechos aceitosos generados en las operaciones de limpieza de automóviles
Textiles	Aceites naturales derivados de la elaboración de lana y en la fase de producto terminado.

Por otra parte, el método de tratamiento de ultrafiltración produce una fase acuosa que usualmente puede descargarse sin necesidad de un tratamiento posterior, mientras que la fase oleosa puede ser incinerada o tratada por métodos electroquímicos. Incluso cuando esta fase no pueda ser calcinada, solamente del 3 al 5% del volumen original de desecho deberá ser confinado. La reducción del volumen de residuos finales y la calidad del agua residual alcanzados por este medio superan en buena medida los resultados que ofrecen los métodos convencionales.

Para garantizar la obtención de resultados satisfactorios, debe hacerse una cuidadosa selección de la membrana, lo que dependerá del tipo de desecho aceitoso a tratar. En general, las emulsiones de aceite y agua presentan un pH de 10, además de que pueden contener varias sustancias que obstruyen la membrana y causan ensuciamiento u obstrucción por lo que requiere de agentes de limpieza tanto ácidos como básicos. Por ejemplo, el agua generada en el laminado de acero necesita de membranas estables a más de 70°C y que soporten medios alcalinos. Las membranas que procesan los desechos aceitosos de los baños alcalinos desgrasadores de metales, requieren de una buena resistencia a la temperatura y al contacto con sustancias alcalinas en un intervalo de pH entre 9 y 13.^{54, 55}

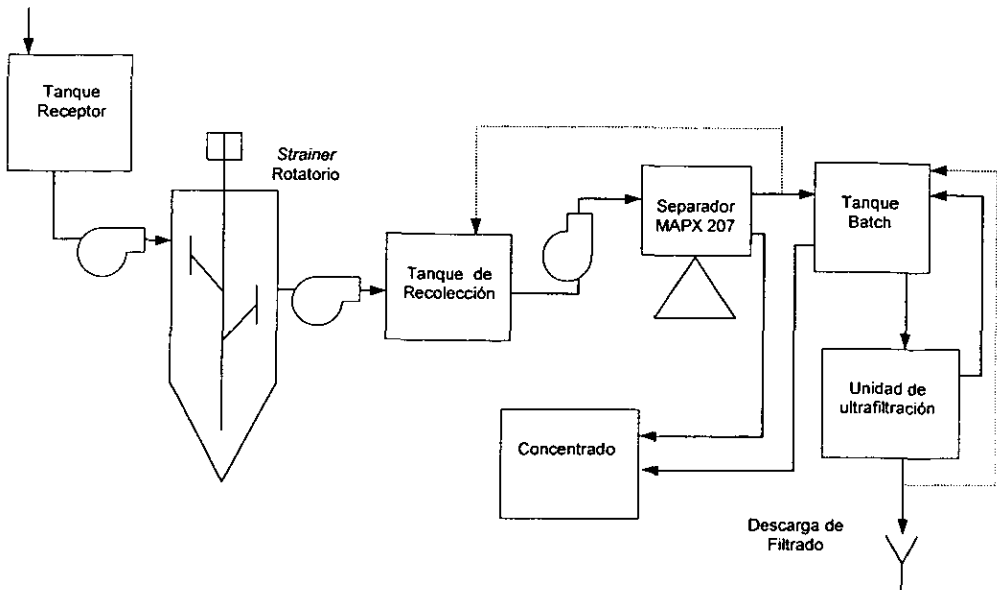


Figura 18. Esquema de la planta de ultrafiltración para el tratamiento de desechos grasos en la fábrica de transmisiones automotrices Saab-Scania en Gothenberg, Suiza.⁵⁷

En la figura 18 se observa un proceso de tratamiento de agua residual de una fábrica de transmisiones automotrices. En este caso particular se generan más de un millón de litros de refrigerante al año. Como en cualquier proceso de ultrafiltración, se requiere de un tratamiento previo. Las partículas grandes y el aceite libre deben eliminarse, las primeras para evitar dañar la membrana y lo segundo para minimizar las incrustaciones.

El tratamiento previo cuando se utilizan módulos tubulares de gran diámetro consiste en un tanque de acondicionamiento donde el aceite libre flota en la superficie y los sólidos sedimentables son eliminados. En el caso de la planta Saab-Scania, ya que las membranas utilizadas son del tipo fibra hueca los aceites deben ser filtrados para eliminar las partículas mayores de más de 0.4mm lo que corresponde a aproximadamente un tercio del diámetro del canal. Para esto se utiliza un filtro de cepillo rotatorio y un separador centrífugo.

El agua residual tratada previamente se envía a un tanque de proceso a partir del cual se envía hacia el módulo de ultrafiltración. La tabla 7 presenta información técnica relativa a la planta. Normalmente se utiliza un ciclo semicontinuo, esto implica que mientras el filtrado limpio se retira continuamente, la fracción retenida que contiene los aceites se recicla.

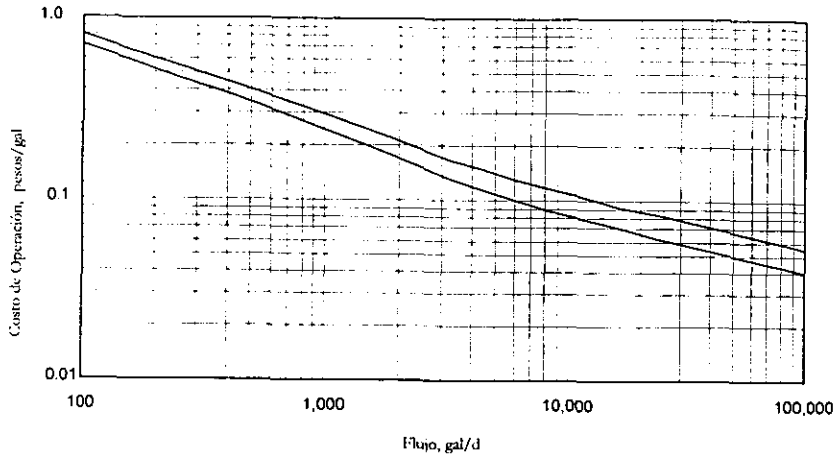
A un tiempo predeterminado, que depende de la concentración final de la fracción retenida y de la máxima concentración de aceite permitida en el filtrado (ya que la concentración del filtrado está en función de la concentración del flujo de alimentación para una membrana particular), el flujo que se alimenta al tanque de proceso se detiene y se permite que la fracción retenida se concentre. Esto resultará en un volumen final concentrado de solamente 3 a 5% del volumen inicial del agua residual aceitosa que se alimenta al tanque de proceso.⁶¹

Tabla 7. Información técnica de la planta Saab-Scania mostrada en la figura 18

Planta	Alfa-Laval UFS-14/10
Cartucho	Fibra Hueca Romincon, type HF26.5-45-XM50
Número máximo de cartuchos	14
Área superficial máxima	35 m ²
Número de cartuchos instalado	10
Área superficial instalada	25 m ²
Potencia instalada	Dos bombas de 7.5 y 0.55 kW
Flujo de diseño	1500 m ³ /año (10 cartuchos)

Frecuentemente se encuentran concentraciones de 0.1 a 10% de aceites y grasas en las aguas residuales. De acuerdo a la información reportada por algunos proveedores, se pueden obtener concentrados de 40 a 70% de aceite y sólidos mediante ultrafiltración. Por ejemplo, el aceite de maíz se puede concentrar hasta en un 15%. La mayoría de las compañías recomiendan utilizar membranas con pesos moleculares de 20,000 a 50,000.⁵³ A pesar de las altas concentraciones de tensoactivo o disolvente polar presentes, se pueden obtener filtrados con concentraciones de aceite de 10 a 100 ppm. En casos particulares en los que el contenido salino del agua es demasiado alto para reutilizar el filtrado directamente en la planta se recomienda una membrana de ósmosis inversa. El tiempo requerido para la concentración completa y el ciclo de limpiado dependerán de las características del desecho y la capacidad de la planta.

Estimación de Costos de Operación



Estimación de Costos de Instalación

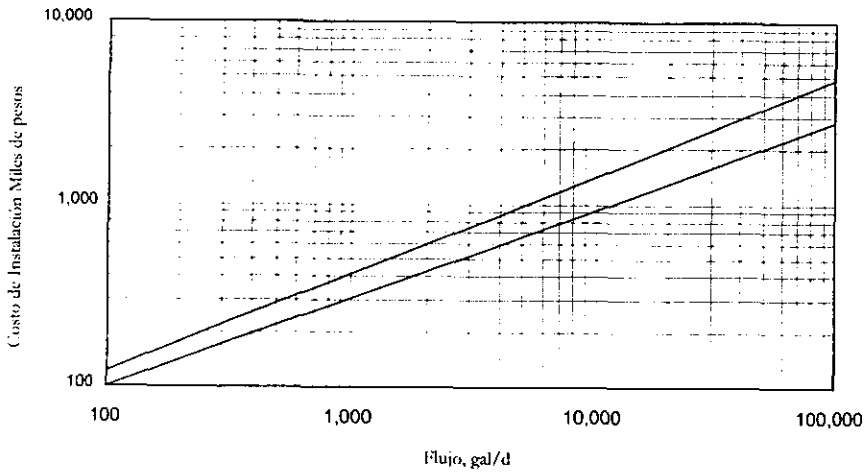


Figura 19. Capital y Costos de operación para tratamiento de aguas residuales con contenido graso.¹⁰

La mayor parte de las instalaciones se diseñan para ciclos de una semana, aunque también existen casos en los que se cambia diariamente.

La figura 19 muestra el capital típico y los costos operativos generados en sistema basado en una membrana tubular Abcor y la tabla 8 presenta los parámetros de operación típicos. Dependiendo de la capacidad del sistema, los costos del equipo van de 5 a 48 dólares por galón al día, mientras que los costos operativos para el tratamiento de aguas residuales puede ser de 0.3 a 0.8 centavos de dólar por galón. Existen más de 400 instalaciones con ultrafiltración tubular para el tratamiento de desechos aceitosos con una vida de membrana de 3 a 6 años.

Tabla 8. Características operativas del sistema tubular de ultrafiltración Abcor en tratamiento de emulsiones grasas.

Flujo volumétrico del Filtrado	45-90 L/m ² /h
Requerimiento energético	10-15 KWH/m ³ de filtrado
Agua de enfriamiento	-
Detergente para limpieza de membranas	25 g/m ³ de filtrado
Supervisión	7 - 10 horas a la semana
Duración máxima de las membranas	12 meses

Otro interesante caso de tratamiento de aguas residuales se encuentra en la planta de W.R. Grace Company's Dewey y Almy Chemical Division en Chicago, Illinois.⁹⁰ Las corrientes de desecho se combinan y pasan a través de dos colectores de aceite y un tanque de sedimentación (figura 20). Este sedimentador retira las partículas de látex. Antes de entrar al tanque principal de proceso, se le inyecta a la corriente un tensoactivo no ionico con el objeto de estabilizar la emulsión y, de esta manera, minimizar el ensuciamiento de la membrana. La planta utiliza módulos tubulares marca Abcor que cuentan con 72.1 m² de área efectiva de membrana en dos celdas. El incremento en el flujo a presiones sobre 1.5 atm no es significativo, por lo que la presión se establece en función del flujo requerido. Comúnmente, las presiones utilizadas en el equipo de ultrafiltración son de 3.5 atm a la entrada y 1.4 atm a la salida, lo que da lugar a flujos a través de la membrana de entre 120 y 130 l/min.

Tabla 9. Resumen del tratamiento mediante ultrafiltración en la planta WR Grace Chicago.

Contaminante	Alimentación Ppm	Efluente ppm	Remoción (%)	Requerimientos ambientales EPA ppm
Grasas y aceites	3,530	35	99	100
Sólidos suspendidos totales	1,640	63	96	-
BOD	1,290	547	57	-
COD	21,200	1,333	94	-
Zinc	104	2.7	97	15

El flux promedio es de 41 l/m² h, equivalente a 71 000 litros de filtrado por día. La operación de los equipos de ultrafiltración fluctúa entre 700 y 1000 horas.

Como se muestra en la tabla 9, la calidad del filtrado sobrepasa los límites establecidos por la norma ambiental en el año en el que esta planta fue construida. Los valores alcanzados a la

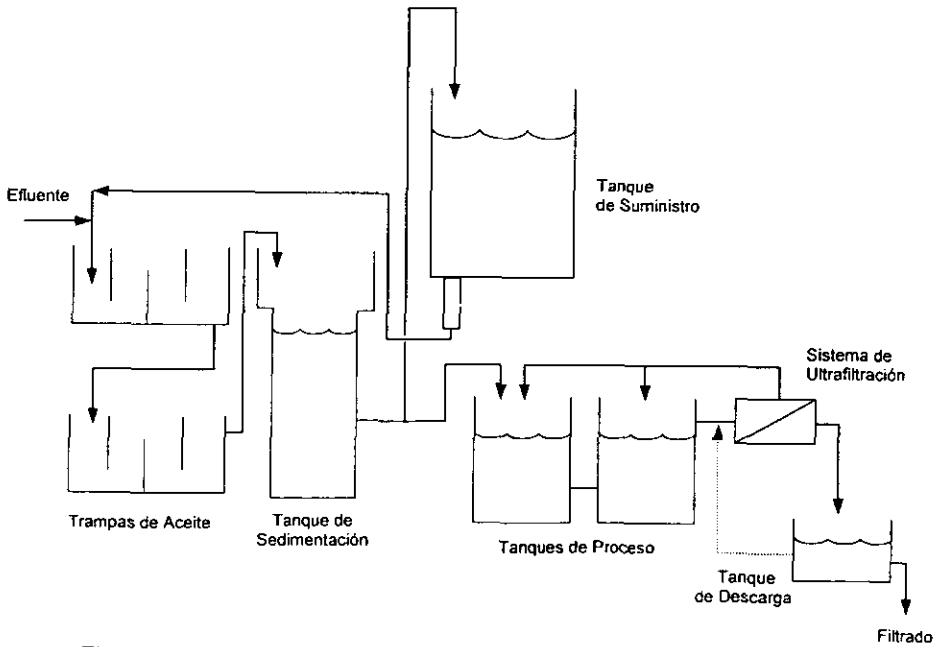


Figura 20. Esquema del sistema de tratamiento instalado en Dewey & Almy, Chicago, Illinois.

descarga en estos parámetros, serían suficientes para alcanzar los límites establecidos en la normatividad mexicana actual (NOM-001-ECOL-1996, ver apéndice 2), a excepción de la Demanda Bioquímica de Oxígeno. Para cumplir con este parámetro, únicamente se tendría que implantar una método biológico que puede ser un filtro percolador o un digestor de lodos anaerobios. Los costos de operación de este sistema se muestran en la tabla 10, donde se puede observar que los principales componentes son el costo del tensoactivo, la mano de obra y la disposición de los lodos. Los costos de remplazo de las membranas representa únicamente el 10%.

A continuación se presenta la descripción de un sistema de tratamiento de cinco fases para agua residual contaminada con grasa. Este proceso la lleva a condiciones de descarga o reutilización. Se compone de un separador de aceites libres, una unidad de ultrafiltración para separar el aceite emulsificado, un filtro de carbón activado para separar compuestos orgánicos ligeros, un intercambiador de cationes para extraer iones de metales pesados, una unidad de ajuste de pH para neutralizar el agua tratada y un controlador que regula la operación del sistema. Existe, además una última fase que consta de un sedimentador y un clarificador.⁶⁴

Tabla 10. Costos de operación anuales para la planta de WR Grace Chicago

	Costo total USD	Costo unitario USD/m ³	%
Supervisión	10,895	0.57	19
Impuesto de descarga al drenaje	2,992	0.15	5
Tensoactivo	16,972	0.88	30
Análisis de Laboratorio	1,749	0.09	3
Energía	9,061	0.47	16
Reemplazo de Membranas	5,738	0.29	10
TOTAL	57,371	2.97	100

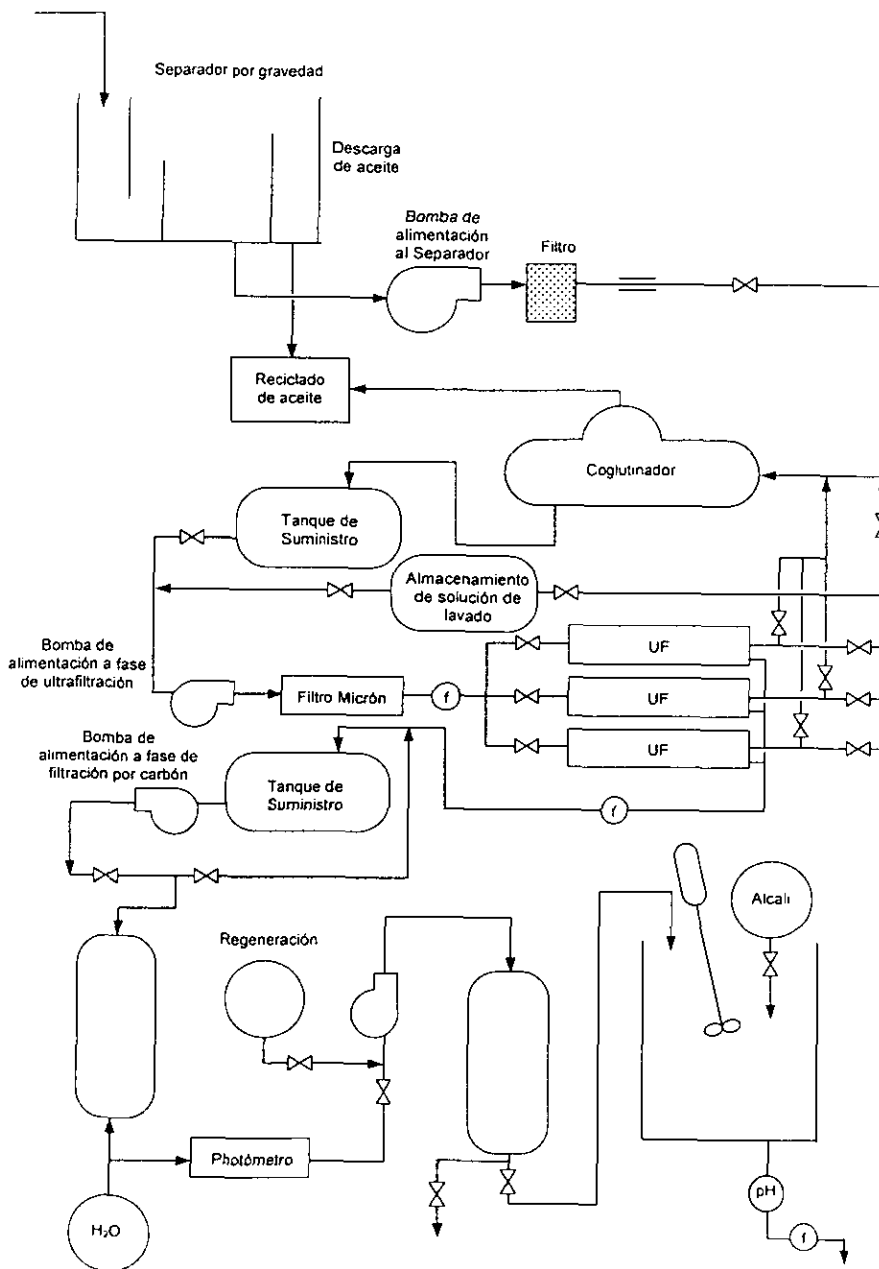


Figura 21. Sistema de tratamiento de agua contaminada con aceites. 14

El agua se introduce a un separador por gravedad donde se encuentra con una fracción de aceite libre más ligera. Esta fracción oleosa posee una gravedad específica menor que la de la fracción acuosa, flota sobre el líquido y se recolecta en un depósito de salida de donde una tubería lo conduce hacia un elemento de recuperación de aceite. La fracción acuosa más pesada posee una gravedad específica mayor a la de la fracción oleosa y contiene trazas de aceite libre disperso y aceite emulsificado, los cuales se extraen del separador de gravedad para ser conducidos al coaglutinador. Se instala un sensor de nivel en el separador por gravedad para detectar el nivel de aceite y regular la introducción del agua residual al separador de modo que se previene que el nivel de líquido exceda o sea insuficiente de acuerdo a los niveles requeridos para la operación efectiva del separador.

El sensor de nivel del líquido posee la habilidad de detectar la interfase entre aceite y agua debido a la diferencia en densidades. Estos instrumentos se pueden conseguir fácilmente por varios medios. El sensor de nivel previene que el material acuoso pase a la cámara de descarga de aceite.

El empleo del separador por gravedad es opcional, se recomienda cuando el agua contiene grandes cantidades de aceite libre y, en general, no es indispensable cuando son menores de 10%.⁶¹

Por medio de la bomba de alimentación se transporta la fracción acuosa contaminada a través del filtro que elimina sólidos que, de no ser retirados, pueden obstruir las celdas de ultrafiltración. Este puede ser un filtro *strainer* o tipo Y que permite la limpieza sin afectar la operación.

El Coaglutinador, se encarga de extraer el agua y el aceite aprovechando el fenómeno de inmiscibilidad y gravedad específica diferencial que existe entre ambos, donde hay un medio de contacto que promueve la formación de gotas de aceite lo suficientemente grandes para separarse rápidamente de la fase acuosa. Las emulsiones aceite en agua presentes en el flujo del proceso también se pueden romper o separar parcialmente en el Coaglutinador. En este equipo no hay partes móviles, solo la bomba que alimenta la mezcla a este. El Separador descarga una

corriente de aceite libre y una fase acuosa que todavía contienen aceite emulsificado. El Coglutinador retira hasta un 99% del aceite libre presente en la corriente de desechos.

El aceite libre se recolecta en la parte alta del Coglutinador desde donde se conduce al sistema de recuperación de aceite. En este el aceite libre es almacenado para ser reutilizado como combustible.⁵⁹

El líquido pesado que se extrae del fondo del Coglutinador contiene agua contaminada con aceite en emulsión y compuestos orgánicos de bajo peso molecular, iones metálicos y sólidos diminutos. Se envía a un tanque de suministro que evita que el flujo alimentado a las partes subsecuentes del proceso varíe notablemente. Aquí se coloca un controlador de nivel que apaga el sistema si el nivel desciende más de lo que la bomba requiere para funcionar adecuadamente.

Otra alternativa, empleada en los casos en los cuales la concentración de sólidos es muy alta, es utilizar un clarificador antes de enviar la corriente a las unidades de ultrafiltración.

La corriente es bombeada hacia las celdas de ultrafiltración haciéndola pasar por un Filtro Micrón que elimina sólidos pequeños y protege las membranas de elementos abrasivos que pudieran dañar las membranas.

Si una partícula grande penetra el cartucho de ultrafiltración, la membrana puede rasgarse desencadenando el mezclado directo del flujo de alimentación que contiene aceite emulsificado con el filtrado. Después de atravesar el medidor de flujo, el líquido se introduce en los módulos de ultrafiltración.

Con este tratamiento el aceite emulsificado se separa del agua de desecho por ultrafiltración de partículas cuyo tamaño varía de 0.01 a 0.001 μm como ya se ha descrito anteriormente. La membrana de ultrafiltración permitirá el paso del agua y de pequeñas partículas inorgánicas mientras impide el paso de moléculas orgánicas grandes. Cuando la corriente de agua emulsificada corre a través de la unidad de ultrafiltración, el agua atraviesa la membrana y está

retiene las moléculas de aceite. Esta fracción retenida se recircula al Coglutinador para recolectar el aceite libre que se ha desprendido de la emulsión durante esta fase. El proceso continúa hasta que se ha tratado toda el agua o hasta que la calidad del flujo es tan baja que es necesario llevar a cabo una limpieza de las membranas.

Del módulo de ultrafiltración salen dos corrientes, la primera es agua filtrada con cantidades traza de compuestos orgánicos de bajo peso molecular y compuestos inorgánicos solubles en agua; la segunda es una corriente concentrada que contiene las partículas de aceite emulsificadas de alto peso molecular.

Podemos considerar como compuesto orgánico de bajo peso molecular a aquel que es lo suficientemente pequeño para atravesar la membrana de ultrafiltración. La unidad utilizada en este proceso permite el paso de compuestos con pesos moleculares menores a 15,000 Dalton. Prácticamente se ha observado que los compuestos orgánicos que atraviesan la unidad de ultrafiltración presentan pesos moleculares menores a 5,000, generalmente menos de 3,000.

En la figura 21, se muestra la unidad de ultrafiltración que está formada por cartuchos en espiral. Estos cuentan con cuatro capas: una malla para la recolección del filtrado, una primera membrana de ultrafiltración, una malla para el flujo de la corriente de alimentación y sustancias retenidas y una segunda membrana que se encuentran enrolladas alrededor de la línea de descarga. Esta línea cuenta con orificios distribuidos radialmente y que se comunican con la cámara del filtrado. Partiendo de la descripción presentada en el capítulo anterior, encontramos que la corriente de agua residual se alimenta en la unidad y se hace llegar a la parte del separador de malla que está delimitado por las dos membranas, que por el efecto de la presión, induce el transporte de agua y moléculas pequeñas a través de las membranas. La emulsión remanente se irá enriqueciendo en aceite provocando un rompimiento parcial de la emulsión y generando aceite libre en el líquido retenido. Este líquido se extrae a través del extremo axial de la unidad y se transporta al coglutinador.

La unidad de ultrafiltración está formada por varios cartuchos en espiral arreglados en paralelo. Por razones de dibujo sólo se indican tres cartuchos. El número de cartuchos estará definido

por el volumen a tratar. Antes y después de cada cartucho se colocan válvulas de control que regulan la cantidad de flujo alimentada.

Bajo condiciones normales de operación, las membranas pueden ensuciarse y taparse. Esto se debe al fenómeno de la polarización de la concentración. Las moléculas de aceite forman un gel sobre la superficie de la membrana que gradualmente disminuye la eficiencia del equipo (ver capítulo 2). Por esto es necesario emplear un mecanismo de lavado de las membranas.

Cada tubería de salida se encuentra conectado a una línea de enjuague, cada una de las cuales tiene una válvula de control automático. Las tuberías de enjuague son de gran diámetro, en general, varias veces mayor al de la tubería de salida, para permitir el enjuague cíclico de las membranas. A intervalos predeterminados de tiempo, una válvula con actuador eléctrico se abre en la salida de uno de los cartuchos de ultrafiltración en secuencia y permanece abierta de 3 a 30 segundos preferentemente de 5 a 10. Esto provoca un flujo turbulento sobre la superficie de la membrana y rompe la capa de moléculas de aceite que formaban el gel. Los intervalos de tiempo y la duración del lavado pueden variar en función de los requerimientos de instalaciones específicas.

El lavado periódico retira la capa que se forma en la superficie de la membrana. Las líneas de descarga de lavado se envían al Coglutinador de modo que el líquido de lavado pueda ser reciclado.

Un medidor de presión se coloca en la cámara de alimentación del cartucho para monitorear la presión. Los valores de presión medidos son transmitidos al controlador y pueden utilizarse en el control de la bomba de alimentación a la fase de ultrafiltración o de las válvulas.

Los cartuchos de ultrafiltración pueden incluir sensores de temperatura opcionales para monitorear este parámetro dentro del cartucho. Esta información se transmite al controlador y es utilizada para operar la bomba y/o válvulas previniendo que la temperatura dentro del cartucho sobrepase los 38°C. Además, se colocan sensores térmicos en el tanque de suministro para prevenir que la temperatura sobrepase los 52°C.

La línea de lavado, que se extiende desde la tubería de recolección hasta la línea de descarga del tanque de suministro, maneja una solución utilizada en la limpieza de los filtros y que puede adquirirse comercialmente. Básicamente, está constituida por soluciones acuosas de un detergente líquido alcalino que contiene dipropileno glicol monometil éter. Al mismo tiempo se dispone de un programa de limpieza automático que limpia y desinfecta la unidad de ultrafiltración al final de la operación o a intervalos periódicos durante la operación continua. Al cerrar la válvula a la salida del tanque de suministro y de la entrada al Coglutinador se puede circular mediante la bomba de alimentación a la fase de ultrafiltración la solución limpiadora a través del módulo de ultrafiltración.

El filtrado que se obtiene del cartucho de ultrafiltración se lleva a otro tanque de suministro midiendo el flujo por medio de un rotámetro y así monitorear la descarga de la unidad de ultrafiltración. Este segundo tanque de suministro tiene la finalidad de compensar las irregularidades en el flujo permitiendo la alimentación del líquido hacia las subsecuentes etapas de filtración. Se cuenta con un sensor de nivel en este tanque que controla la bomba de alimentación a la fase de filtración por carbón.

En el filtro de carbón se absorbe, haciendo una transferencia selectiva de uno o más solutos, desde la fase líquida hacia la superficie de las partículas de carbón contenidas en el medio de filtración. A temperaturas ordinarias la adsorción se genera por las fuerzas intermoleculares. El filtro de carbón activado se emplea para eliminar cualquier residuo de materiales orgánicos de bajo peso molecular que pudiesen permanecer en el filtrado después de la etapa de ultrafiltración. Adicionalmente se absorbe el color debido a la eliminación de compuestos orgánicos que aportan coloración. La eficiencia de la filtración por carbón se observa al conducir el filtrado hacia un fotómetro.⁵⁸

El filtrado obtenido se bombea hasta una columna de intercambio iónico, formada por una resina intercambiadora de cationes que une iones de metales pesados, tales como: zinc, cobre, manganeso, plomo, hierro y cadmio; siendo reemplazados por iones hidrógeno. Periódicamente, se emplea una solución para regenerar la resina de intercambio.

Finalmente se descarga la columna dentro de un tanque en el que se regula el pH neutralizando el agua con una solución alcalina

5.1.1. Ejemplo de operación

Se trataron 5,000 galones de agua contaminada. La concentración original de aceite es de 25% en peso. El equipo utilizado no dispone de separador por gravedad, puesto que la cantidad de aceite libre presente es mínima.

Una vez que el agua se ha filtrado para eliminar los sólidos mayores, se introduce en el coaglutinador horizontal que cuenta con una cámara de 1 m de diámetro y 3 m de longitud, y un tubo colector de 60 cm de diámetro. La temperatura se mantiene por debajo de los 65°C y una presión menor a 100 psi. El aceite libre se elimina de la parte superior del Coaglutinador y el agua contaminada con aceite emulsificado se descarga del equipo y se traslada a la unidad de ultrafiltración.

La membrana de cada cartucho equivale a 32.5 m² de área de filtración. La presión dentro de la unidad se mantiene por debajo de 110 psi, mientras que la temperatura no rebasa los 43°C. El agua se alimenta al módulo de ultrafiltración a una velocidad de 300 a 380 l/min y el flujo del filtrado se mantiene alrededor de 40 l/min realizando los ajustes adecuados en las válvulas de entrada y salida. Cada cartucho de ultrafiltración se limpia cada 6 minutos por un espacio de 10 segundos.

El material retenido en la unidad se recircula hacia el coaglutinador. El filtrado obtenido se conduce hacia un filtro de carbón activado para eliminar moléculas orgánicas de bajo peso molecular. Este equipo contiene 15 ft³ de carbón activado, cuyo filtrado se somete a un intercambio de cationes al hacerlo atravesar una columna que contiene 2 ft³ de resina. Posteriormente se adiciona al agua, bajo agitación intensa, una substancia alcalina para ajustar el pH a 6.

Después de analizar el agua se encuentra que contiene menos de 10 ppm de aceite.

5.2. Pintura de Electrodeposición

Se ha concentrado mucha atención en los problemas asociados con el uso y desecho de los solventes industriales, sin embargo los procesos industriales que utilizan agua en vez de solventes también son motivo de preocupación como se ejemplifica en la fabricación de recubrimientos automotrices.⁶³

Algunos recubrimientos y pinturas para automóviles son productos a base de agua. Para asegurar la calidad de estos es necesario limpiar el equipo regularmente. Una operación típica de manufactura de recubrimiento requiere de miles de litros de agua a la semana. El agua es utilizada como un agente de limpieza primordial en la producción de *primer* de electrodeposición. El *primer* es un agente de preparación de piezas metálicas que funciona como una capa inicial de pintura; aporta resistencia a la corrosión y a elementos externos. El agua generada en los equipos de producción del *primer* contiene contaminantes que exigen que sea confinada como material peligroso. Estos contaminantes son típicamente pigmentos y solventes: metil etil cetona y metil isobutilcetona.⁶⁴

El uso de un sistema que integra ultrafiltración y ósmosis inversa recupera de 80 a 85% de el agua de limpieza. Por este método se puede extraer el 100% de los pigmentos y resinas, y el 85% de los solventes y metales pesados. La calidad del agua a la descarga cumplirá con los límites establecidos en las normas ambientales (ver Apéndice 2).

Esté sistema ha sido instalado en la planta de PPG Industries, en Cleveland, Ohio; una fábrica de recubrimientos para la industria automotriz. La planta produce recubrimientos exteriores a base de solvente y *primers* a base de agua.

Los *primers* a base de agua suman el 35% del volumen total de la planta, que por otra parte, son considerados tecnología de punta en la resistencia a la corrosión.

En el pasado se generaron más de 2.5 millones de litros de agua residual anualmente.⁶⁷ El costo de disposición fluctúa entre 0.21 y 0.33 dólares por litro, además del impacto ambiental que implica a largo plazo.

5.2.1. Criterios de selección

En 1991 PPG Industries, formó un equipo de ingenieros para investigar y evaluar métodos para minimizar los desechos. Su esfuerzo fue apoyado por un programa conjunto elaborado por US Environmental Protection Agency y el US Department of Energy.⁶⁵

Con este programa el equipo instaló un proceso que combina la ultrafiltración con la ósmosis inversa para limpiar los desechos.

Se utilizaron los siguientes criterios de selección para integrar ultrafiltración y ósmosis inversa en un sistema de tratamiento de agua residual generada en la limpieza de equipos de producción de *primer*:

- El sistema debe alcanzar la meta de reducir en 80% el volumen de agua residual.
- La ultrafiltración combinada con osmosis inversa limpiará el agua suficientemente para emplearla nuevamente para en las operaciones de limpieza.
- El sistema limpiara el agua lo necesario para ser descargada en el sistema de drenaje.
- El sistema *no debe generar corrientes de desecho adicionales*, además, *no deberá complicar el manejo de los materiales*.
- La operación del sistema no deberá afectar la calidad, el costo ni la seguridad del proceso.
- El sistema no deberá crear requerimientos adicionales de servicios.
- La fuerza humana requerida deberá ser mínima.
- El costo de inversión debe ser mínimo y la recuperación debe ser en un periodo menor a 9 meses.

5.2.2. Diseño del sistema

El proceso consiste exclusivamente en una secuencia de sistemas de filtración. En el caso específico de PPG Cleveland, se cuenta con dos tanques de 19,000 litros que se emplean alternadamente para recolectar el agua contaminada para ser tratada. Una vez que se llena un tanque se procede a iniciar el tratamiento.

Para empezar, el agua es prefiltrada con el objeto de retirar partículas grandes.⁷¹ Posteriormente la ultrafiltración retira las partículas suspendidas y moléculas de alto peso molecular. La etapa de ósmosis inversa retira las impurezas menores, pues la membrana empleada presenta poros de menor diámetro.

El agua limpia puede ser bombeada a un tanque de almacenamiento a partir del cual puede distribuirse a todas las áreas de producción de *primer* para reutilizarse en operaciones de limpieza (figura 22).

5.2.3. Operación del Sistema

La unidad de ultrafiltración /osmosis inversa puede recuperar el 95% del agua residual. Desde su instalación en abril de 1992, la planta ha disminuido la generación de agua contaminada en un 74%. Aunque el agua residual contiene todavía algunas cetonas y otras impurezas en bajas concentraciones es adecuada para propósitos de limpieza. El nuevo flujo generado por el sistema es una agua residual altamente concentrada que puede tratarse fácilmente con los procedimientos presentes en la planta.

El costo total de la instalación del equipo de ultrafiltración y ósmosis inversa es de aproximadamente 450,000 dólares. El ahorro neto anual es de 205,000 dólares: esto incluye el ahorro en el costo del tratamiento de agua de 380,000 dólares menos 175,000 en los costos anuales de operación. La recuperación de la inversión se obtuvo a los 7 meses.

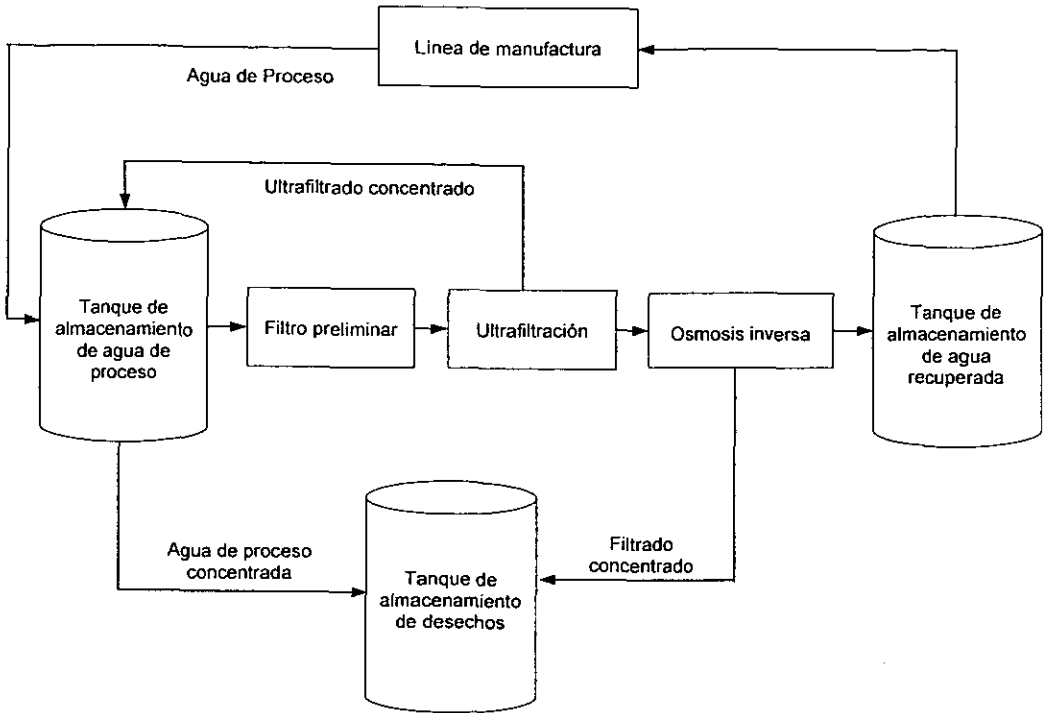


Figura 22. Sistema de tratamiento de agua contaminada con pigmentos y solventes que combina ultrafiltración y ósmosis inversa instalado en la planta de PPG Industries en Cleveland.⁶⁵

Este nuevo sistema ha mostrado una gran aceptación, pues a partir de la conferencia de prensa que anunció la instalación de este, se han publicado varios artículos y se ha grabado un video de este proyecto para propósitos de difusión. El estado de Ohio ha considerado la instalación y distribución de esta tecnología en otras compañías.⁷⁰

Esta nueva tecnología tiene un gran potencial para ayudar a la industria a ahorrar energía y reducir sus desechos. Si la misma tecnología es adaptada por otros fabricantes de recubrimientos para automóviles los beneficios ambientales y en ahorro de energía se calcula en más de 70 billones de Joules de energía (66,400 millones de Btu) y 45 millones de kg de emisiones atmosféricas anuales (121 millones de lb).⁶⁶

5.3. Recuperación de aguas grises

Por medio de membranas de ultrafiltración de tipo fibra hueca es posible limpiar aguas grises y reutilizarlas.⁷² Podemos definir agua gris como el agua que se encuentra ligeramente contaminada al ser utilizada en lavadoras, fregaderos, regaderas, lavado de autos, etc. Y podemos considerar que se encuentra relativamente libre de altos niveles de material orgánico y bacterias presentes en aguas negras. El origen del término agua gris está vinculado con que una parte importante del material contaminante está formado por tensoactivos contenidos en jabones y detergentes que emulsifican las grasas y los materiales orgánicos.

El alto requerimiento de agua potable en las grandes ciudades obliga a separar el agua de desecho con el objeto de reducir los costos de tratamiento y simplificar los procesos.

El tratamiento y reciclaje de las aguas grises depende considerablemente del volumen manejado, de las propiedades físicas y químicas del agua, así como de la logística de operación del proceso.⁷⁵

Hasta ahora se han utilizado técnicas de tratamiento de aguas de esta naturaleza basadas en filtración convencional y absorción por carbón. Los métodos establecidos han demostrado ser muy complicados, contando con múltiples etapas: filtros de arena, separadores centrifugos, precipitación de tensoactivos y otras sustancias orgánicas, además de medios de absorción y remoción de fosfatos. El principal objetivo es la reducción de la generación de aguas grises y como consecuencia, el abastecimiento de agua limpia municipal.

Se ha demostrado el potencial de separación físico y químico que presenta la ultrafiltración para aguas grises y otras corrientes de desecho. A continuación se describe el proceso de tratamiento y recirculación de aguas grises generadas por fuentes tales como: lavanderías, regaderas, baños y autolavados sin disminuir el rendimiento de limpieza del proceso. Además el detergente de los ciclos de lavado puede volver a ser utilizado, reduciendo, de esta forma, las cantidades químicas necesarias a procesar.

ESTA TESIS NO SALE DE LA BIBLIOTECA

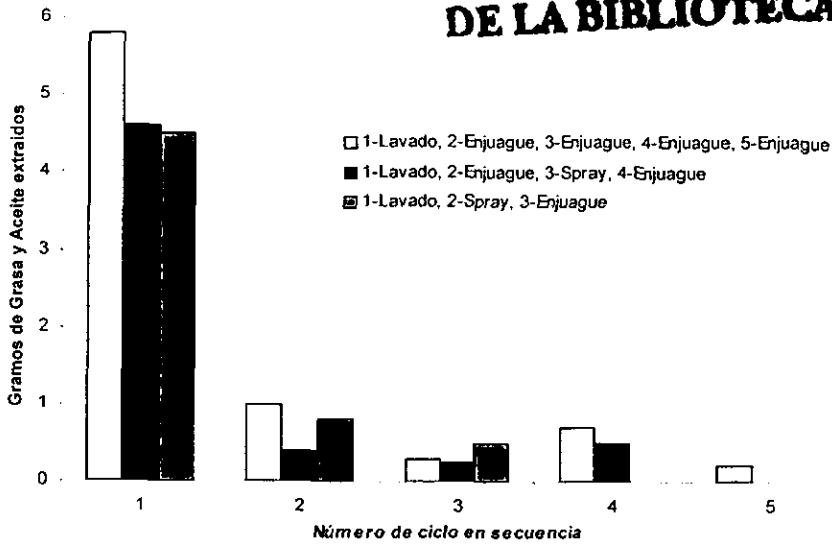


Figura 23. Comparación gráfica de la eficiencia del agua filtrada, obtenida a partir de aguas grises, para extraer grasa y aceites.⁷³

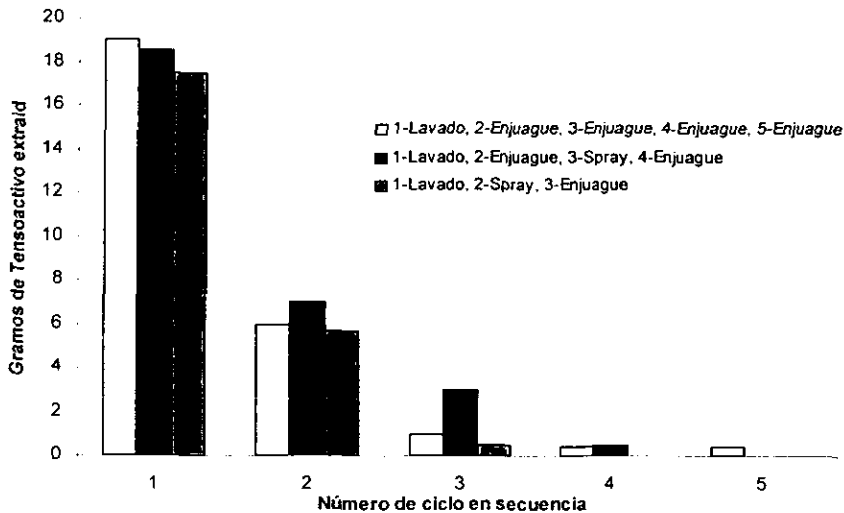


Figura 24. Comparación gráfica, similar a la figura 23, de la eficiencia del agua filtrada, obtenida a partir de aguas grises, para extracción de tensoactivos.⁷³

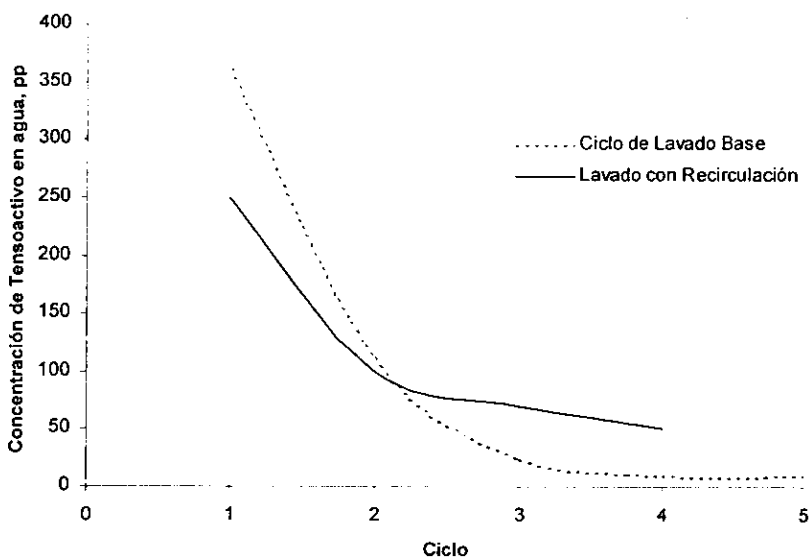


Figura 25. Comparación gráfica entre la concentración medida de tensioactivo en un ciclo de lavado por cuatro de enjuagado y un ciclo de lavado donde el segundo y cuarto enjuague son reemplazados por agua procedente del filtrado generado a partir de un ciclo anterior.⁷³

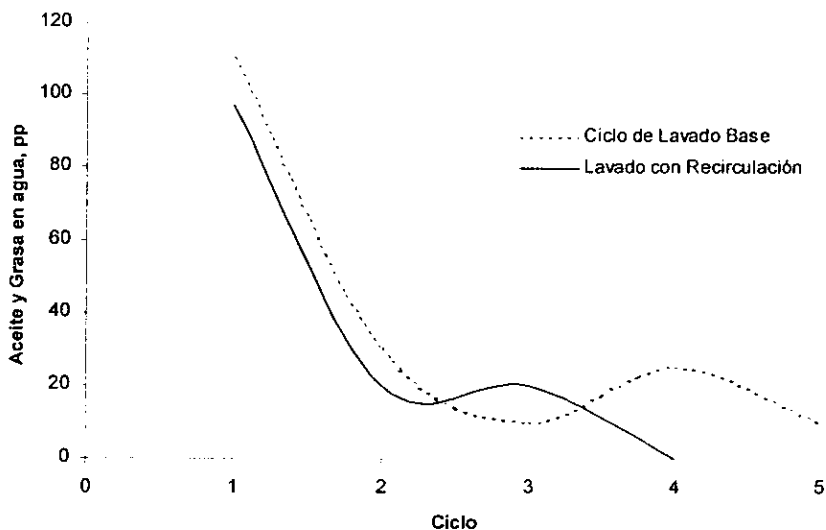


Figura 26. Comparación gráfica similar a la figura 25 donde las concentraciones medidas de aceite vegetal, aceite de motor y grasa de un en un ciclo de lavado por cuatro de enjuagado y un ciclo de lavado donde el segundo y cuarto enjuague son reemplazados por agua procedente del filtrado generado a partir de un ciclo anterior.⁷³

La figura 27 es un diagrama esquemático de un sistema de lavado de ropa donde se utiliza el procedimiento mencionado para reciclar aguas grises generadas durante el lavado.

La figura 23 es una comparación gráfica entre la concentración medida de tensoactivo en un ciclo de lavado por cuatro de enjuagado y un ciclo de lavado donde el segundo y cuarto enjuague son reemplazados por agua procedente del filtrado generado a partir de un ciclo anterior.

La figura 24 es una comparación gráfica similar a la figura 23 donde las concentraciones medidas de aceite vegetal, aceite de motor y grasa de un en un ciclo de lavado por cuatro de enjuagado y un ciclo de lavado donde el segundo y cuarto enjuague son reemplazados por agua procedente del filtrado generado a partir de un ciclo anterior.

La figura 25 es una comparación gráfica de la eficiencia del agua filtrada, obtenida a partir de aguas grises, para extraer grasa y aceites.

La figura 26 es una comparación gráfica, similar a la figura 25, de la eficiencia del agua filtrada, obtenida a partir de aguas grises, para extracción de tensoactivos.

5.3.1. Descripción del sistema

Los procesos y sistemas mencionados se pueden demostrar con un equipó comercial de alta capacidad que contiene los componentes necesarios para reciclar y usar las aguas grises de lavado de ropa como se muestra en la figura 27. Los componentes primarios del sistema son:

- Bomba de recirculación
- Unidad de ultrafiltración que de membrana de fibra hueca.
- Tanque de almacenamiento
- Válvula check
- Lavadora

- Prefiltro consistente en una bolsa de poliéster de alta capacidad para eliminar los desechos generados durante las operaciones de agitación y giro típicas del lavado. La apertura efectiva de este filtro se selecciona para reducir el taponamiento que causa un aumento indeseable en la presión del sistema.
- Válvulas de control manual
- Válvulas solenoides
- Bombas sumergibles

A continuación se describe un ejemplo de ciclo de lavado utilizando el sistema de ultrafiltración para reutilizar el agua mostrado en la Figura 27:

1. La ropa sucia se coloca dentro de la lavadora con la cantidad de detergente recomendada por el fabricante.
2. La bomba sumergible b se activa y llena el interior de la lavadora con agua proveniente del ciclo de lavado anterior y en particular, del último enjuagado.
3. La agitación se lleva a cabo por el mecanismo incluido en la lavadora, como ocurre en la mayor parte de las máquinas de este tipo.
4. Después de completar el paso anterior, el agua generada durante el ciclo de lavado es bombeada al tanque de almacenamiento haciéndola pasar a través del prefiltro.
5. La bomba de descarga y la de recirculación (d y c) se activan, mientras que la válvula de filtrado se abre para permitir el paso de agua filtrada limpia hacia la ropa.
6. El ciclo puede terminar cuando se completa el enjuagado con agua filtrada limpia o se pueden agregar pasos adicionales que consisten en enjuagados con la siguiente secuencia.

7. El tanque de almacenamiento se descarga con la bomba a, enviando el agua hacia el drenaje, para posteriormente abrir la válvula de llenado y alimentar la tina hasta un nivel determinado con agua limpia.
8. La maquina lleva a cabo el proceso de lavado.
9. Después de completar el ciclo de enjuagado del paso anterior, el agua generada durante el ciclo de lavado se bombea hacia el tanque de almacenamiento atravesando el prefiltro.
10. La bomba de descarga y la de recirculación (d y c) se activan, mientras que la válvula de filtrado se abre para permitir el paso de agua filtrada limpia hacia la ropa.

La cantidad total de tensoactivo retenido después del paso 10 es aproximadamente 30% de la cantidad inicial adicionada en el paso 1, por lo tanto, el siguiente ciclo de lavado al comenzar en el número 1 requiere de aproximadamente 30% menos detergente por ciclo que si el agua a emplearse estuviera limpia.

Otros parámetros de retención medidos que se aplican a las membranas de ultrafiltración en el reúso y reciclaje de aguas grises son:

- Tensoactivos emulsificados hasta en un 80%
- Material orgánico superior al 70%
- Sustancias alcalinas en un intervalo del 10 al 20%
- Dureza entre el 10 y 40%
- Disminución de pH de 5 a 10%

Una membrana de ultrafiltración de polisulfona con un MWCO de 100,000 puede generar agua filtrada entre 50 y 100 gal/ft² día a una presión de entre 5 y 10 psi.⁷⁶

Las mediciones en sistemas de reciclaje de aguas grises presentan flujos de filtrado de 62 gal/ft² día (gfd) equivalente a 50 ciclos de lavado y 33 ciclos de enjuagado con mínima degradación en los flujos. Estos son valores nominales para los parámetros operacionales del sistema y su único propósito es de referencia pues el desempeño depende del tipo de membrana utilizada y de las condiciones de operación, tales como, velocidades de flujo y presiones.

De manera general, la óptima operación de un sistema involucra una columna de filtración que contiene una membrana tipo fibra hueca con un MWCO entre 5,000,000 y 500,000; una bomba de circulación (de preferencia de acero inoxidable); válvulas de control para el filtrado y para la fracción retenida y un tanque de almacenamiento de aguas grises.

El proceso de reuso para esta aplicación se lleva a cabo por cartuchos que contienen fibras huecas de flujo transversal capaces de manejar agua con un pH de 13 y temperaturas que rebasan los 70°C.

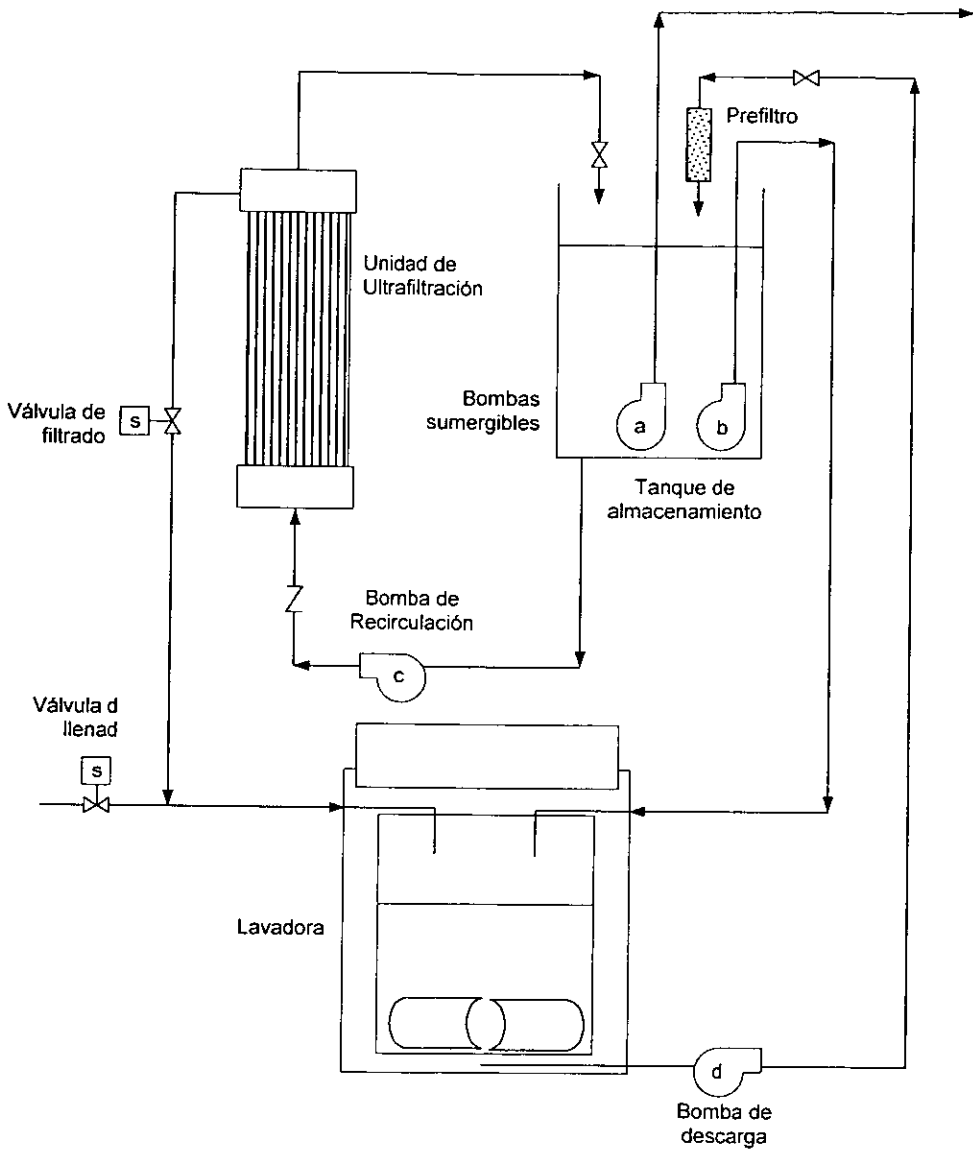


Figura 27. Diagrama esquemático de un sistema de recuperación de aguas grises.

5.4. Separación de Compuestos Orgánicos Mediante Ultrafiltración Reforzada por Micelas (MEUF)

Las técnicas de separación convencionales tales como la destilación y la adsorción son ineficientes en el sentido económico ya que no pueden eliminar compuestos orgánicos de bajo peso molecular o iones multivalentes de las corrientes de desecho. Tampoco se puede utilizar un proceso de separación con membrana como la ultrafiltración directa pues el tamaño de los compuestos orgánicos es menor al tamaño del poro de la membrana.⁷⁷ La ultrafiltración reforzada por micelas, MEUF por sus siglas en inglés (*Micellar-enhanced ultrafiltration*), fue propuesta por Scamehorn y sus colaboradores para eliminar compuestos orgánicos disueltos presentes en pequeñas cantidades o en cantidades traza en una solución acuosa. Los tensoactivos que consisten en una cabeza hirofilica y una cola hidrofóbica poseen la característica de formar agregados conocidos como micelas, compuestos de 20 a 100 moléculas de tensoactivo y sólo cuando se encuentran presentes por encima de la concentración micelar crítica (CMC).⁷⁹ Los compuestos orgánicos disueltos tienden a ser solubles en las micelas. Generalmente entre más hidrofóbico sea el soluto orgánico, mayor cantidad de producto orgánico será disuelto en la micela. La solución acuosa que contiene la micela con los solutos orgánicos se trata con una membrana de ultrafiltración cuyo tamaño de poro es lo suficientemente pequeño para evitar el paso de las micelas. Como resultado se obtiene un filtrado puro, mientras que los solutos orgánicos son concentrados en la fracción retenida.⁷⁸

Adicionalmente, se ha encontrado que el MEUF es un proceso de separación muy efectivo para la remoción de iones multivalentes como zinc, cobre y nitrato. Mientras que los solutos orgánicos son solubles en la región del núcleo y en la parte hidrofóbica de la molécula del tensoactivo, los iones multivalentes tienden a unirse a la parte hidrofílica de la micela, cuya carga es opuesta a la de los iones presentes en la solución. En la figura 28 se presenta un diagrama de flujo modelo para un sistema de separación de MEUF.

Recientemente los conceptos básicos de la MEUF se han extrapolado a la ultrafiltración reforzada por coloides (CEUF) que incluye a la ultrafiltración modificada por ligante (LMUF),

ultrafiltración reforzada con polielectrolito (PEUF) y la ultrafiltración por expulsión de iones (IEUF).

La LMUF puede generar una alta selectividad para el ion cobre con la ayuda de un ligante específico para el cobre, el N-n-dodecil-ácido iminoacético. De acuerdo a los resultados de Scamehorn *et al.* se obtuvo hasta un 99.2% de retención selectiva de iones cobre acomplejados con el ligante dentro de las micelas formadas por el cloruro de hexadecilpiridinio (CPC).

El mecanismo de separación de la IEUF se basa en la fuerza repulsiva de los polielectrolitos solubles en agua tales como estiren sulfonato (PSS) o las micelas compuestas por tensoactivo catiónico CPC, con la misma carga que la de los iones multivalentes que se busca eliminar. Los iones multivalentes con cargas opuestas son expulsados hacia el filtrado a través de la membrana de ultrafiltración mientras que las micelas son retenidas debido a su tamaño.

En el PEUF los iones metálicos como los de cobre y zinc pueden ser separados por la unión que presentan con los coloides iónicos tales como PSS que presentan cargas opuestas a la de los iones que desea eliminar.⁸¹

Aunque aun no se han reportado aplicaciones industriales de la ultrafiltración reforzada por micelas se han llevado a cabo investigaciones que preparan el camino para que esta tecnología se extienda.

Las aguas residuales provenientes de distintos procesos industriales pueden contener metales de diverso origen, tales como, minería, procesamiento mineral e industrias de terminado. La industria de cromados y otros procesos de recubrimiento metálico se caracteriza por su localización urbana y desarrollo por parte de pequeñas empresas. Esto ha llevado a una descarga de metales tales como cromo, cadmio, níquel, zinc y cobre en el sistema de drenaje.⁸¹

Actualmente, las industrias de esta naturaleza se enfrenta a condiciones altamente exigentes para eliminar sus desechos, lo que representa costos significativos.

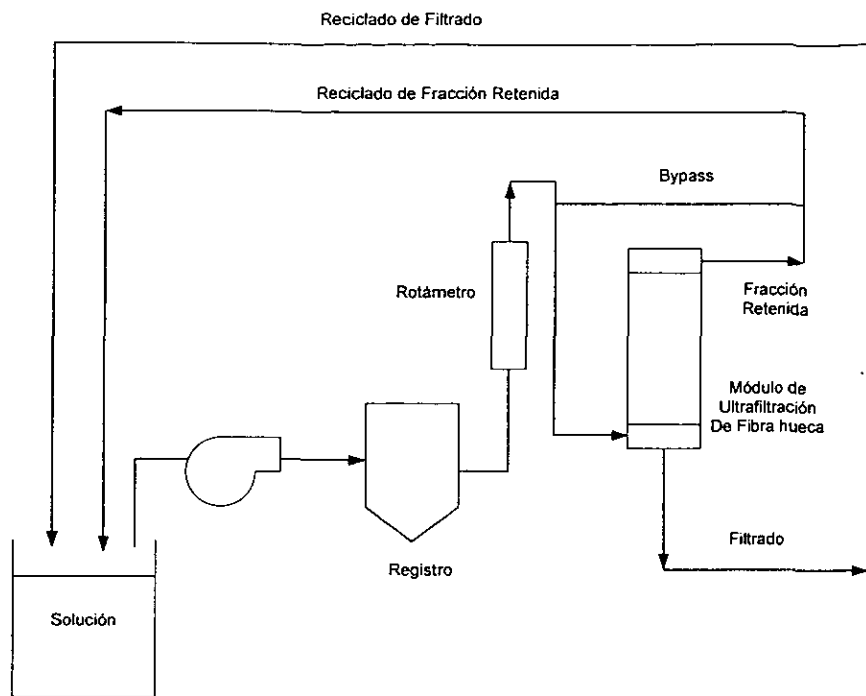


Figura 28. Diagrama esquemático de un sistema de ultrafiltración reforzado por membranas.⁷⁸

El método tradicional de tratamiento consiste en una precipitación alcalina y una sedimentación por gravedad. Este método tiene un futuro limitado pues sólo alcanza una calidad de agua de aproximadamente 10 ppm de metales pesados y produce lodos que son de difícil eliminación. Por lo tanto, el futuro de esta industria depende de métodos alternativos cuyas características deben de poseer:

- La capacidad de recuperar metales con valor económico.
- La facultad de generar agua para su reutilización.

- Minimizar la adición de aditivos químicos.
- Facilidad de operación.

La tecnología de membranas se ha utilizado ya en este tipo de procesos, como el de osmosis inversa. Las ventajas de este sistema son: la alta calidad del filtrado obtenido, que es apropiado para reusarse o descargarse; la ausencia de químicos y un mínimo espacio para su instalación. Por otra parte, las desventajas incluyen el alto costo operativo y la falta de selectividad entre iones.

A pesar de que las membranas de ultrafiltración tienen poros relativamente grandes, típicamente entre 5 y 20 nm, pueden ser empleadas para separar iones inorgánicos, si estos son acomplejados con alguna macromolécula, o bien absorbidos por una resina. La aplicación de la ultrafiltración con ayuda de un ligante (LMUF) se ha estudiado en varias ocasiones. Por ejemplo, Chaufer y Deratani describen el uso de polímeros solubles en agua tales como ácido poliacrílico y polietilenimina para la recuperación de metales como cobre o zinc en solución.

Se pueden efectuar dos procesos, diafiltración o concentración. La diafiltración implica la utilización de una cantidad fija de agente acomplejante en la solución con un relleno continuo de filtrado que se realiza mediante un flujo de alimentación. Después de un tiempo determinado, el polímero acomplejante se satura y es entonces cuando aparecen iones metálicos en el filtrado. El método de concentración comprende un volumen previamente mezclado del complejo metal – polímero que es concentrado en un sistema no-continuo por una membrana de retención. Para ambos procedimientos la recuperación del metal se realiza mediante un cambio en pH o por electrólisis.

Fane y sus colaboradores estudiaron el efecto de un agente acomplejante de bajo costo llamado ácido algínico con peso molecular de 240 k Daltons. La figura 29 muestra los resultados de la ultrafiltración de una solución de cobre 0.25 mM (16 ppm) con y sin ácido algínico empleando una membrana de polisulfona con MWCO de 10 kD.

El cobre sin ácido algínico presenta cierto rechazo a pH bajo debido a la carga residual presente en la membrana. El mecanismo de rechazo es similar al que se presenta utilizando una membrana de nanofiltración. Conforme el pH se incrementa, el cobre se hidroliza y forma partículas coloidales que posteriormente coagulan para formar un precipitado insoluble de óxido de cobre hidratado que rechaza la membrana. Se observó un rechazo considerable, cercano al 100%, en presencia del ácido algínico a valores de pH cercanos a 4 pues los iones de cobre se unen al agente. A pH bajo el rechazo disminuye, aunque esto no significa que el comportamiento sea distinto. Esto sucede gracias a que el ácido algínico precipita en este intervalo de pH formando un gel que impide el paso del ion cobre a través de la membrana aunque no se encuentre unido al ácido algínico. El cobre puede ser liberado de este agente acomplejante disminuyendo el pH hasta 2. Esto resulta en aproximadamente 80% de recuperación del cobre en un ciclo batch y la solución de ácido algínico puede ser reusada.

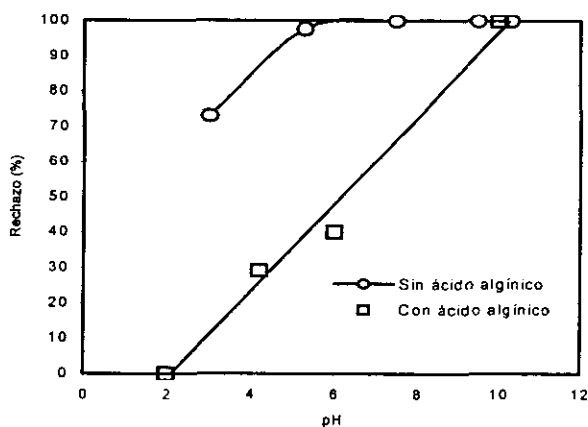


Figura 29. Rechazo de cobre en función del pH

En 1988, Chaufer y Deratami reportaron cierta dificultad con el encrustamiento debido a la precipitación del polímero causada por los límites de solubilidad en la superficie de la membrana.

Un proceso alternativo que ha recibido menor atención consiste en utilizar resinas de intercambio iónico acopladas a un sistema de ultrafiltración o microfiltración. Esta técnica se utiliza para remover nitrato de los mantos acuíferos, además, se ha empleado para limpiar agua de iones metálicos (concentraciones menores a 1 ppm). El fundamento de este sistema es similar al del método descrito anteriormente. Se puede utilizar tanto la diafiltración como la concentración. La cantidad de iones metálicos retenida depende del equilibrio ion – resina, lo que significa que a bajas concentraciones de iones metálicos en solución la resina se satura parcialmente. Otro factor importante que debe ser mencionado es la cinética de la difusión y toma de iones.

Se han realizado experimentos con una resina de intercambio catiónico y una membrana de polisulfoina. Una solución de cobre con una concentración de 300 ppm se sometió a una diafiltración dentro de una columna que contenía 5% en peso de resina. La efectividad en la eliminación de cobre se expresa en un porcentaje de retención del 98 al 100%. La recuperación en la fase de lavado es mayor al 95% para un volumen de lavado menor a la mitad del volumen inicial procesado. Para una concentración menor de cobre en la corriente de alimentación, por ejemplo 30 ppm, la relación volumen de lavado – alimentación debe ser 1/20. Este experimento se repitió con resinas de distinto tamaño. La figura 30 muestra el rechazo del cobre para distintos rangos: 178 – 231 μm , 75 – 178 y 75 – 0. Se observa una clara ventaja cuando se emplea la resina de menor tamaño. Esto se debe a una relación mayor entre la superficie y el volumen de la resina y/o un mayor tiempo de residencia dentro de la columna debido a la disminución del flux. El tamaño óptimo de la resina se calcula considerando el flux obtenido y la eficiencia para la remoción de soluto. En principio estos procesos híbridos en los que participa la ultrafiltración ofrecen como ventajas la selectividad y un flux elevado. La selectividad hace a estos procesos adecuados para eliminar contaminantes de corrientes recicladas o de desecho. Son, en términos generales, mas adecuados para operar bajo un régimen batch.

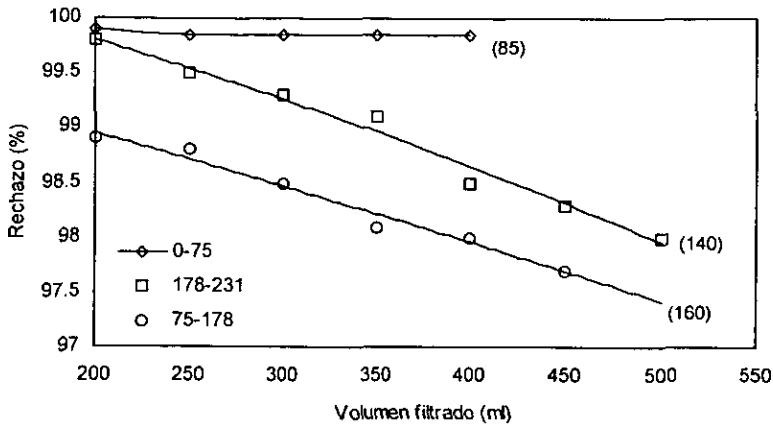


Figura 30. Porcentaje de rechazo de cobre para una membrana de ultrafiltración acoplada a una resina de intercambio iónico. Los fluxes se muestran entre paréntesis en $l/m^2/h$

5.5. Industria del Papel.

La industria del papel produce enormes cantidades de agua altamente contaminada hasta 100,000 litros en el proceso de decoloración por tonelada de pulpa.⁸²

Las normas ambientales (NOM-001-ECOL-1996 y NOM-001-ECOL-1996, consultar Apéndice 2) están obligando a la industria del papel a efectuar cambios radicales en los procesos de producción y a la instalación de sistemas que reduzcan al máximo la descarga de sustancias tóxicas. Debido a la dificultad para cumplir con los requerimientos ambientales utilizando técnicas de tratamiento convencionales, tales como, la coagulación y tratamiento mediante lodos activados; es necesario desarrollar e implementar procedimientos innovadores para alcanzar esta meta al menor costo.

Hasta ahora las medidas planteadas para resolver este problema incluyen:⁸³

- Modificación y optimización del equipo existente, así como capacitación de operadores con miras al establecimiento de una cultura de protección al medio.
- Cambios en las tecnologías de extracción de pulpa y blanqueo.
- Integración de los procesos de separación dentro de los de producción

Por mucho los pasos de menor impacto económico serán las modificaciones menores en los equipos existentes, tales como la instalación de mejores equipos de lavado; y la capacitación de los operadores, que ayudarán a la industria en el corto plazo. Sin embargo, estas medidas no serán suficientes para remediar la problemática existente.

En la actualidad se evalúan nuevos métodos de blanqueo y extracción de la pulpa. Se piensa que a mediano plazo la reducción en el uso del cloro tendrá un impacto sustancial en la generación de contaminantes, así como la posibilidad de seleccionar el método de tratamiento que económicamente sea más viable.

La integración de procesos físicos y químicos en la extracción de pulpa puede ser efectiva para abatir los costos de reuso del agua y prácticamente eliminar la descarga de desechos tóxicos al medio.⁸⁷

En una planta de fabricación de papel, la mayor parte del color y prácticamente el total de las sustancias orgánicas cloradas presentes en la corriente de desecho, que representan una porción significativa del material tóxico, tienen su origen en el blanqueado de la pasta kraft. En los molinos modernos se utiliza un sistema de lavado con corrientes opuestas, se descargan de la planta de blanqueado dos efluentes: una corriente ácida que proviene de la fase de cloración (etapa C, ver figura 31) y una corriente alcalina generada en las etapas de extracción cáustica

(etapa E). En plantas instaladas recientemente en Canadá, los flujos típicos de estas descargas sobrepasan, respectivamente, los 21 m³ y 10 m³ por tonelada de pulpa seca. Las estrategias de operación para reducir estas corrientes han conseguido llevarlas hasta 10.5 y 8.6 m³, respectivamente, y se tiene como objetivo a corto plazo disminuirlas hasta menos de 5.5 m³ en un futuro próximo.⁸³ Ambos efluentes poseen propiedades muy distintas, especialmente en términos de pH (típicamente 2 para la etapa C y 11 para la etapa E) y distribuciones de peso molecular. La figura 31 muestra un análisis de ambas corrientes.

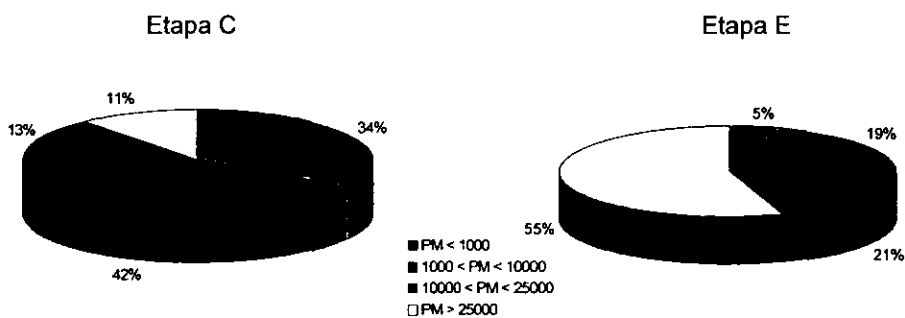


Figura 31. Análisis de la distribución de Pesos moleculares en las corrientes de desecho de las etapas C y D de los procesos de producción de pulpa de papel.

Desde hace algunos años se han establecido programas de investigación con el propósito de estudiar el uso potencial de la ultrafiltración en el abatimiento de los contaminantes provenientes de las plantas de blanqueo en los molinos de pasta kraft. Los primeros trabajos han encaminado su esfuerzo hacia la etapa E.

El objetivo inicial del tratamiento en la etapa E fue la remoción de color, aunque estudios recientes han demostrado la gran capacidad de eliminación de moléculas orgánicas de alto peso molecular que presentan cloro en su estructura, lo que contribuye significativamente a la

disminución de sustancias orgánicas cloradas (medidos como compuestos orgánicos halogenados o AOX).

La capacidad de la ultrafiltración para la remoción de color y AOX en la etapa E ha quedado demostrada en tres plantas: Sayno y Taio Paper Co. (figura 33) en Japón (Okamoto y Mizuhara) y en MoDo-Husum en Suecia (Uhlin y Wannstrom). La tabla 11 presenta los datos recolectados de estas plantas.

*Tabla 11. Información técnica de plantas de tratamiento del efluente generado en la etapa E.*⁸³

	Sayno	Taio Paper Co.	Modo Husum
Volumen (m ³ /d)	2500	3600	1400
Efluente tratado	Etapa E	Etapa E	Etapa E ₀
Sistema	Placa	Tubular	Rotatorio
Membrana	DDS GR81PP	NITTO NTU 3508	KALLE PES 25
MWCO	6000	8000	25000
Material	Polisulfona	Polisulfona	Poliétersulfona
Area de membrana (m ²)	672	1480	200
Reducción de COD	82%	79%	40-70%
Reducción de Halogenados AOX	-	-	50-75%
Flux (m ³ /m ² /d)	2.4	2.4	5.0

La remoción de color observada para la etapa E fluctúa entre 80 y 90%, mientras que la eliminación de compuestos orgánicos halogenados se situó en el intervalo de 50 a 85% y la reducción de volumen en factores de 10 a 20. En las plantas instaladas se envía el filtrado a un sistema de tratamiento secundario y el material retenido se combina con el licor para la recuperación de químicos. Es un hecho que aún es necesario mejorar el desempeño de este sistema para que sea atractivo a otras compañías. Al hacer un análisis económico será necesario reflejar, además del costo del sistema de ultrafiltración, los beneficios asociados al reuso del agua, la recirculación y el postratamiento, lo que será distinto para cada caso específico.

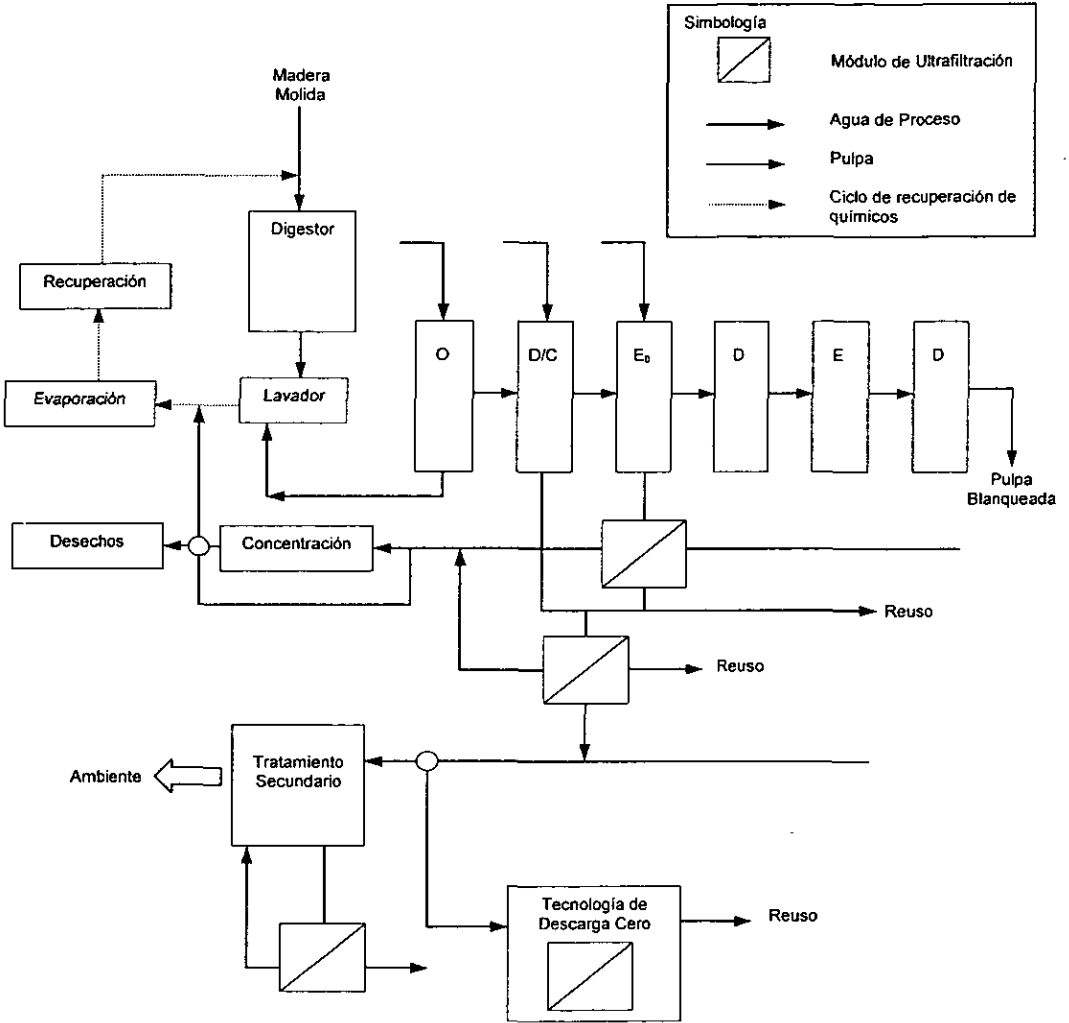


Figura 32. Integración de la ultrafiltración en el proceso de extracción de pulpa kraft.

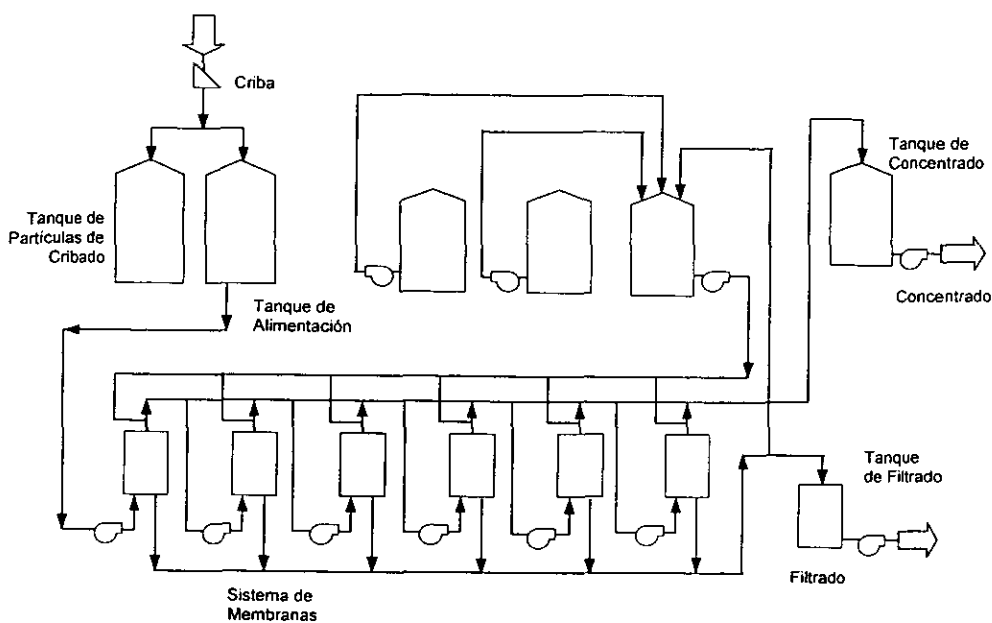


Figura 33. Diagrama de Flujo de la planta de tratamiento de aguas del proceso de extracción de pulpa de papel de Taio Paper Co.

En los últimos años la industria del papel y la extracción de pasta kraft ha empezado a mostrar cambios significantes en la concepción de los procesos. Como resultado, en la actualidad sus efluentes presentan una composición distinta y han disminuido notablemente.⁸⁶ En este nuevo contexto las descargas provenientes de la extracción cáustica (etapa E) continúan representando un desafío para los métodos de separación por membranas. El interés en disponer de sistemas que eliminen el color y los compuestos orgánicos halogenados continúa vigente, puesto que, la etapa de extracción aún presenta orgánicos clorados y una porción de color perceptible a pesar de las rectificaciones al proceso. Por consiguiente, será necesario la integración de la ultrafiltración en el proceso, de modo que se pueda recircular el agua filtrada como agua de proceso tratando el concentrado de desecho por oxidación o procesos térmicos.

Tabla 12. Proyección de costos para tratamiento de efluentes de la etapa E.

Referencia	Dorica	Muratore	Jönsson
Dimensiones de la planta, TPS/d	890	150	700
Volumen tratado, m ³ /d	9167	2000	7000
Inversión, Miles de dólares/TPS/d			
Equipo	3.5	3.1	3.8
Costo total de la instalación	7.0	-	-
Costo de operación, Miles de dólares/TPS/d			
Reemplazo de membranas	0.8	1.5	0.72
Energía	1.0	0.5	1.3
Detergente	-	0.5	0.36
Evaporación del concentrado	-	-	2.0
Supervisión	0.1	-	-
Recuperación de Sodio	-	-	0.72
Total	-	2.9	2.4

TPS/d: Toneladas de Pulpa seca procesada al día

La figura 32 ilustra un posible modo de integrar la ultrafiltración en el diagrama de flujo de proceso de una planta de extracción de pulpa de papel.

Para que el sistema sea económicamente viable, es necesario que se haga una selección precisa del tipo de membrana y de las condiciones de operación óptimas. Algunas empresas han optado por instalar previamente plantas piloto, de modo que puedan efectuarse pruebas con distintos tipos de membrana y configuraciones.

El costo total del tratamiento se puede dividir en dos grandes grupos: los costos de operación y la inversión relacionados directamente con el sistema de separación por membrana y los relacionados con el reuso y reciclaje del filtrado y en el tratamiento del material retenido. La tabla 12 presenta el costo de algunas proyecciones calculado a partir de estudios en planta piloto. Para minimizar los costos directamente asociados con la membrana se puede contar con dos opciones:⁸⁵

- Módulos de membrana de alto rendimiento y una combinación de condiciones de operación óptimas.
- Módulos de membrana de bajo costo unitario combinado con condiciones de operación óptimas.

En ambos casos la membrana debe ser resistente al ensuciamiento. Además, la posibilidad de integrar el sistema de ultrafiltración en el proceso dependerá del costo del manejo del filtrado y concentrado.

El filtrado del tratamiento por ultrafiltración puede ser utilizado como agua de proceso para gran variedad de actividades. Dependiendo de los requerimientos de la aplicación a la que será reciclado, pueden generarse características peculiares, tales como: metales, químicos corrosivos, resinas ácidas, etc. La selección y el uso de las membranas de ultrafiltración se basa en las consideraciones relacionadas con la eliminación de componentes específicos, definidos para las membranas disponibles en el mercado.

Para asegurar que la reutilización del filtrado en cualquier proceso es aceptable, los investigadores han evaluado membranas con un MWCO relativamente bajo. Estas membranas requieren, para operar adecuadamente, de una presión mayor, lo que se traduce en costos operativos mayores. Además, tienden a rechazar algunas especies inorgánicas que dan lugar a su acumulación en el concentrado y, por lo tanto, la dificultad de tratamiento posterior.⁸⁴

Recientemente los investigadores han comenzado a evaluar la aplicación de membranas de nanofiltración *para obtener costos operativos bajos y un capital menor manteniendo la calidad adecuada para que el filtrado se recicle y se minimice el acumulamiento de sustancias inorgánicas en la corriente retenida.*

Otra consideración significativa de la aplicación de la ultrafiltración para el tratamiento de los efluentes de extracción de pulpa de papel radica en que el rechazo de un compuesto dado por

la membrana depende de sus características fisicoquímicas. Parece ser que la ultrafiltración no sólo elimina compuestos de alto peso molecular, sino también compuestos de bajo peso molecular relativamente lipofílicos (con un coeficiente de partición octanol/agua muy elevado).⁹⁷ Los mecanismos de eliminación donde se presenta un rechazo a las moléculas orgánicas pequeñas no ha sido comprendido completamente, pero pudiesen ser de gran importancia para abatir la contaminación y fomentar la reutilización de los filtrados.

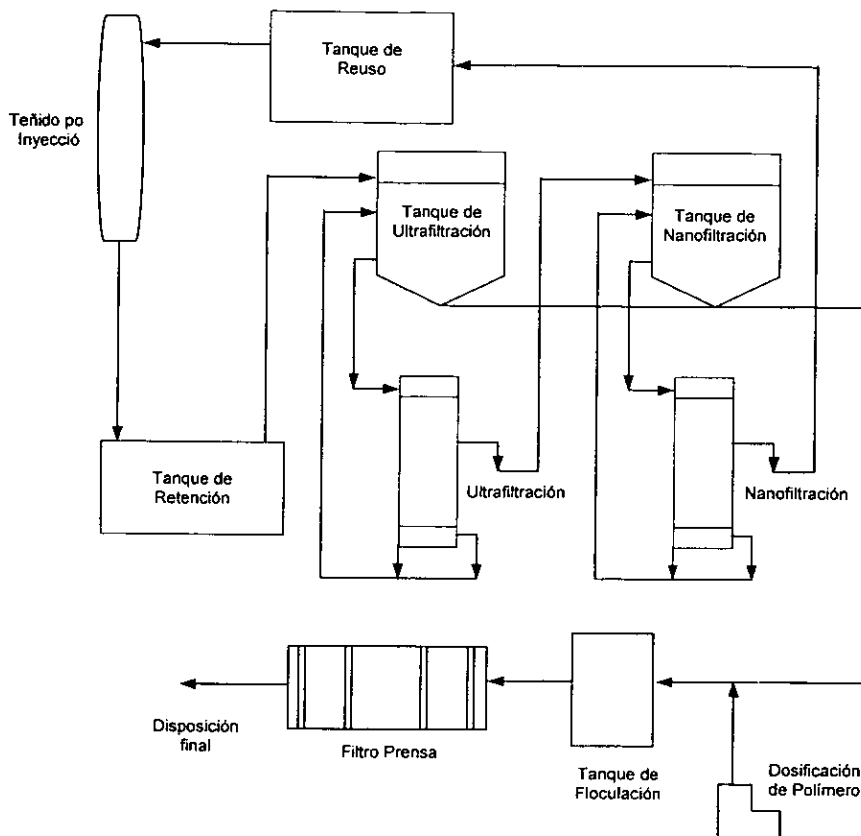
5.6. Remoción de Color.

A pesar de que el color es considerado como un contaminante no estético, actualmente se evalúa su toxicidad en agua, fototoxicidad y la biodisponibilidad de los metales que contienen algunos colorantes específicos. Como resultado existe poca regulación para este contaminante (ver Apéndice 2). Aunque su impacto ambiental sea menor al de otros contaminantes, el color es fácil de identificar por cualquier persona.⁸⁹

Entre las industrias que más generan agua contaminada con color se encuentran las textiles. Por ejemplo, Sara Lee Knit Products (SKLP) fabrica textiles con ventas estimadas en 20 mil millones de dólares anuales. Los ingenieros de SKLP buscaban opciones para la eliminación de color y así disminuir la descarga de este en aguas residuales.⁹¹

La mayor parte de las aguas de desecho están formadas por agua de enjuague diluida que corresponde hasta el 90% del flujo. El problema con el color surge de un pequeño volumen proveniente de los desechos del baño con que se tiñe.⁹³ La cantidad de color de esta descarga fluctúa entre 5,000 y 70,000 unidades ADMI. En esta industria se utilizan principalmente colorantes reactivos para teñir el algodón, en donde el mayor problema se presenta con los colores oscuros. Además las corrientes de desecho presentan una concentración de NaCl muy elevada, que es otro contaminante que genera problemas. La compañía seleccionó como tecnología para eliminar el color y otros sólidos suspendidos una combinación de

ultrafiltración y nanofiltración⁹², de este modo es posible limpiar el agua y reutilizarla en procesos de tinción. El sistema de tratamiento se muestra en la figura 34.



*Figura 34. Diagrama de flujo del sistema de remoción de color de la planta de textiles de Sara Lee Knit Products.*⁹¹

En la planta de SKLP se instaló un sistema con una capacidad de 7.5 gpm de los 350 gpm de desechos generados en las operaciones del proceso húmedo en esta locación. Este pequeño sistema es efectivo pues reduce el color total del efluente mediante un solo tratamiento. Esta planta cuenta con un sistema dual de efluentes que permite separar los desechos del baño de tinción del agua residual del resto de los desechos.⁹¹ Las válvulas solenoides que separan estas

descargas son controladas por una computadora. Se ha programado el sistema de tal modo que se puedan seleccionar las descargas con alto contenido de color y de sal y se transfieran a un tanque de almacenamiento para su tratamiento.

El agua recolectada es bombeada a un tanque de 2600 galones que circula el agua de desecho a través de una membrana de ultrafiltración tubular. El filtrado se bombea a un segundo tanque de almacenamiento de igual capacidad previo al tratamiento por nanofiltración. La membrana de ultrafiltración elimina los sólidos suspendidos y una parte importante del color, dejando a los sólidos disueltos y el resto del color en el filtrado. Este filtrado se bombea desde el segundo tanque de almacenamiento hacia la unidad de nanofiltración. El filtrado obtenido, un efluente limpio que contiene NaCl, es bombeado a un tanque de almacenamiento para reutilizarse en el proceso de teñido. Aproximadamente el 95 % de la alimentación se recircula como agua limpia para reuso.

Los sólidos recolectados en los tanques de almacenamiento se bombean a un sistema de tratamiento fisicoquímico. Aproximadamente el 5% del agua de desecho alimentada es bombeada hacia este sistema. Se agrega un polímero catiónico y sulfato de fierro para precipitar los sólidos y posteriormente se adiciona una pequeña cantidad de polímero aniónico para promover la floculación. Este flóculo se sedimenta y se separa en un clarificador. Los sólidos se remueven del tanque y se llevan a un filtro prensa para ser secados. El agua limpia se decanta y puede descargarse al drenaje.

5.6.1. Análisis Económico

Basados en un tratamiento de 120,000 galones diarios.

Costo total de Inversión 580,000 dólares

Incluye: Sistema de Ultrafiltración y Nanofiltración

No incluye: Sistema de tuberías

Costo total de Operación:	139,000 dólares al año
Incluye:	
Mantenimiento	15,000
Supervisión	70,000
Energía	15,000
Lodos	4,725

Ahorro total con respecto a la
operación de la planta sin el sistema
de tratamiento:

350,000 dólares al año

Incluye:

Recuperación de agua salada	245,000
Recuperación de agua	100,000

Ahorro adicional de 500,000 dólares anuales por disminución de descarga.

Al instalar un sistema de tratamiento de 80 gpm, las descargas disminuyen a 500 galones diarios con un contenido de 200-300 ADMI.

5.7. Simulación de un Tratamiento por Ultrafiltración

Con el objeto de evaluar los beneficios de la ultrafiltración comparativamente con los métodos de tratamiento convencionales, se llevó a cabo la simulación de un sistema de tratamiento de aguas residuales similar al descrito en la sección 5.1. utilizando el simulador Pro-Designer desarrollado por Intelligen Inc.

Dentro de la evaluación se considero una corriente de agua residual de 14 l/min que contiene 3500 ppm de grasas en emulsión y 100 ppm de zinc tratada por tres métodos distintos: ultrafiltración, evaporación y tratamiento químico.

En el caso del tratamiento por ultrafiltración, el área de membrana utilizada es de 72 m² repartida en dos módulos. El tratamiento por evaporación se lleva a cabo en un equipo con una capacidad de 30 m³ y 2 m de diámetro. Por su parte, el tratamiento químico emplea un tanque de 5 m³ y 6 m de diámetro. Los tres sistemas operan durante periodos de 800 horas.

Los resultados de la simulación se resumen en las tablas 13, 14 y 15.

Tabla 13. Remoción de contaminantes y volumen de lodo final

	Ultrafiltración	Tratamiento Químico	Evaporación
Remoción de Aceite	98%	90%	96%
Remoción de Zinc	96%	87%	99%
Volumen de lodos	5%	19%	16%

Tabla 14. Inversión, miles de dólares anuales

	Ultrafiltración	Tratamiento Químico	Evaporación
Costo de compra del equipo	55.9	49.5	53.0
Instalación	28.0	13.2	26.3
Tuberías	19.6	16.5	18.5
Instrumentación	22.4	19.8	19.2
Aislamiento	1.7	0.0	3.6
Instalación eléctrica	5.6	6.6	5.3
Instalación civil	25.2	23.1	23.8
Acondicionamiento del terreno	8.4	6.6	7.9
Servicios Auxiliares	22.4	19.8	21.2
Total	189.0	155.3	178.9

Tabla 15. Costos Operativos, miles de dólares anuales

	Ultrafiltración	Tratamiento Químico	Evaporación
Reemplazo de Membranas	8.3	0.0	0.0
Energía	4.5	5.3	24.8
Químicos de Limpieza	2.6	0.0	2.5
Disposición de Lodos	1.7	6.8	5.0
Mantenimiento	1.3	0.6	7.5
Supervisión	1.4	2.9	7.5
Químicos de Tratamiento	0.0	12.5	0.0
Total	19.8	28.1	47.2

A pesar de que el costo de inversión es más grande para el tratamiento por ultrafiltración, el bajo costo operativo hace que la diferencia respecto a los dos sistemas convencionales sea pagada antes del segundo año de operación. Los costos operativos residen, para el caso de la evaporación, en el alto consumo energético; mientras que el tratamiento químico requiere del consumo de agentes de tratamiento que superan el costo de reemplazo de las membranas para un volumen de agua específico. Esta información nos indica que el tratamiento por ultrafiltración resultaría más económico que los dos métodos contra los que se hizo la comparación con beneficios de calidad de agua y generación de lodos equivalentes.

Estos resultados coinciden con estudios similares realizados en la práctica para tratamiento de aguas residuales con grasas en emulsión.⁹⁸ Sin embargo, este comportamiento puede verse afectado por las características del efluente, el costo de supervisión técnica y los medios para disposición de lodos.

CONCLUSIONES

A través de los años la ultrafiltración ha demostrado ser una de las técnicas de separación por membrana más versátiles, ofreciendo resultados satisfactorios en una gran cantidad de procesos. En este trabajo se han planteado diversas aplicaciones de dicha técnica para el tratamiento de aguas residuales, algunas de ellas se han desarrollado de modo completo, mientras que otras se encuentran en una etapa de crecimiento.

El enfoque cada vez más diverso que se le ha dado a estos procesos ha fomentado que el desarrollo de equipos y membranas de lugar al nacimiento de un mercado de creciente solidez. A escala internacional, el número de empresas que dirigen sus esfuerzos a la introducción de técnicas de separación por membrana se ha triplicado desde los años ochenta. Además, este mismo impulso está permitiendo que existan equipos específicos para cada aplicación, a lo que podemos sumar: tipos de membrana, módulos, procesos y regímenes operativos, que facilitan la selección y adaptación de la ultrafiltración a los procesos. Dentro del espectro de aplicaciones, el tratamiento y purificación de aguas surge con uno de los futuros más favorables, puesto que los gobiernos están estableciendo pautas para la preservación de los ecosistemas, donde el agua representa un recurso fundamental para garantizar el equilibrio ambiental, a lo que podemos sumar que nuevas reglas se establecen dentro de la definición de la calidad; hoy en día está considerado como un requisito indispensable el respeto al medio dentro del proceso productivo, es decir, impulsar el desarrollo sustentable.

Aunque en nuestro país la aplicación de este tipo de tecnologías a la disminución de efluentes industriales es aún moderada y son muy pocas las empresas que comercializan equipos de separación por membranas, de las cuales, la mayor parte están limitadas a representaciones extranjeras, el número de empresas dedicadas a la venta de tecnologías y equipos se incrementará en los próximos años conforme las autoridades ambientales implementen nuevos

programas de protección al ambiente y reducción de los desechos industriales. Existe un panorama de oportunidades en el campo que podría ser explotado por las empresas dedicadas a la instalación de plantas de tratamiento o para quien desee incursionar en el área.

Una de las aplicaciones con las cuales se pueden obtener mayores beneficios a corto plazo, por la mínima implementación que requiere, es la recuperación de aguas grises. En un lugar como la Ciudad de México, donde el suministro de agua es uno de los mayores problemas a los que se enfrentan los gobiernos locales, este sistema lograría que empresas de lavado de autos, baños públicos, hoteles y unidades habitacionales puedan reutilizar un porcentaje significativo del agua consumida.

El terreno de estudio en este campo es extenso y las posibilidades no se limitan al tratamiento de residuos. Sin embargo, existen diferentes temas relacionados hacia los que podrían encaminarse proyectos futuros, entre los que destacan: la adaptación de procesos de separación por membranas a la pequeña y mediana industria, desarrollo de membranas con características específicas, integración de procesos de ultrafiltración con otros sistemas de tratamiento de aguas, aplicaciones de la *separación mediante ultrafiltración reforzada por micelas*, reutilización de membranas, etc.

Con esta perspectiva general de las posibilidades que ofrece la ultrafiltración para el tratamiento de aguas residuales, encontrarán utilidad en este trabajo tanto el profesional que ha de enfrentarse a un panorama cambiante desde una perspectiva de uso de nuevas tecnologías, como aquellos que deseen introducirse en el estudio de los procesos de separación por membranas.

BIBLIOGRAFÍA

1. LONSDALE, H., What is a membrane? Part II. *J. Membr. Sci.* 43:1-3. 1989.
2. INTERNATIONAL UNION OF PURE AND APPLIED CHEMISTRY, Terminology for Membranes and Membrane Processes. *Pure and Appl. Chem.* Vol. 68, No. 7, pp1479 – 1489. 1996.
3. LOEB, S., Terminology for Membranes and Membrane Processes. *Pure and Appl. Chem.* Vol. 68, No. 7, pp1479 – 1489. 1981.
4. YUSTER, S., SOURIRAJAN, S. Y BERNSTEIN, K., *Report 58-26*. University of California. Los Angeles, Department of Engineering. 1958.
5. BRETON, E., *Report 16*. Office of Saline Water, US Department of Interior. Washington D.C. 1957.
6. U.S. FILTER, Wastewater Treatment Capabilities. 1997.
7. MICHAEL, A. S., Fifteen Years of Ultrafiltration: Problems and Future Promises of an Adolescent Technology. *Department of Chemical Engineering, Stanford University*. 94305. 1979.
8. LONSDALE, H.K., The growth of membrane technology. *J. Membr. Sci.* 10:8 – 181. 1982.
9. LOEB, S., Desalination. *Synthetic Membranes*. A. F. Turbak (ed.), American Chemical Society, Washington, D.C. 1981.
10. CHERYAN, M., Ultrafiltration Handbook. *Lancaster, PA: Technomic Publishing Co.* 1986.

11. CHERKASOV, A., Selective Ultrafiltration. *J. Membr. Sci.* 50:109-130. 1990.
12. CABASSO, I., Practical Aspects in the development of a polymer matrix for ultrafiltration. *Ultrafiltration Membranes and Applications*. 1980.
13. SOURIRAJAN, S., Reverse Osmosis: A general separation technique. *Reverse Osmosis and Synthetic Membranes: Theory-Technology-Engineering*. Vol. 1 Desalination, Synthetic Membranes, American Chemical Society. Washington, D.C. 1977.
14. FEDORS, M., Method for Diffusion Coefficient Estimation. *American Institute of Chemical Engineering Journal*. 25, 833. 1979.
15. PORTER, M., *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*. P.A. Schweitzer, McGraw-Hill. 1979.
16. FERRY, J., Ultrafilter membranes and ultrafiltration. *Chem. Rev.* 18: 373-455. 1936.
17. DEEN, W., Hindered transport of large molecules in liquid filled pores. *AIChE J.* 33:1409-1425. 1987.
18. GOLDSMITH, R., Macromolecule ultrafiltration with microporous membranes. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* 10(1):113. 1971.
19. TREYBAL, R. *Mass Transfer Operations*. McGraw Hill. 1981.
20. LOYD, D., Selection and Evaluation of membrane materials for liquid separations, *Material Science of Synthetic Membranes*. ACS Symp. Ser. No. 269. 1985.
21. DUTKA, B. J., *Membrane Filtration. Applications, Techniques and Problems*. Marcel-Decker, 1981

22. SARBOLUKI, M., Properties of asymmetric polyimide ultrafiltration membranes: pore size and morphology characterization. *Sep. Sci. Technol.* 17:381. 1982.
23. BHAVE, R., Inorganic Membranes: Synthesis. *Sep. Sci. Technol.* 17:381. 1982.
24. ZEMAN, L., Adsorption effects in rejection of macromolecules by ultrafiltration membranes. *J. Membr. Sci.* 15: 213-230. 1983.
25. BLATT, W., Principles and practice of ultrafiltration. *Membrane Separation Processes.* 81-120, Elsevier Scientific Publishing. 1976.
26. IRITANI, E., Analysis of filtration mechanisms of Crossflow upward and downward ultrafiltration. *J. Chem. Eng. Japan.* 24, 39-44. 1991
27. VILKER, V. Y COTTON, C., Concentration Polarization in protein ultrafiltration. *AIChE J.* 27(4):637-645. 1981.
28. BLATT, W. Y DRAVID, A., Solute Polarization an cake formation in membrane ultrafiltration: causes, consequences and control techniques. *Membrane Science and Technology.* Plenum Press. 1976.
29. BIRD, R. Y STEWARD, W., *Transport Phenomena.* John Wiley. 1960.
30. ZEMAN, L., Polymer solute rejection by ultrafiltration membranes. *Synthetic Membranes.* American Chemical Society. 1981.
31. MATSURA, T. Y SOURIRAJAN, S., Interfacial parameters governing Reverse Osmosis for different polymer material-solution system through gas and liquid chromatography data. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 20:273. 1981.

32. KONSTANTINOVA, O. Y V. KONSTANTINOV, V., Modeling of the ultrafiltration process. *Rus. Chem. Eng.* Vol. 62, No. 9. 1990.
33. FANE, A., Ultrafiltrations: factors influencing flux and rejection. *Progress in filtration and separations*. Vol.4. Elsevier Scientific Publishing Co. 1986.
34. OVERVIEW OF MEMBRANE TECHNOLOGIES:
http://www.freepropertylisting.com/www/memb_type.htm
35. PORTER, M., *Handbook Industrial Membrane Technology*. Park Ridge, Noyes Publications. 1990.
36. BELFORT, G., Membrane modules: Comparison of different configurations using fluid mechanicals. *J. Memb. Sci.* 35:245-270. 1988.
37. CABASSO, I., Hollow Fiber Membranes. *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. 3^o edición. 1980.
38. DOWNSTREAM TECHNOLOGIES: <http://www.downstreamtech.com/>
39. AMI SYSTEMS: <http://www.appliedmembranes.com/sys.html>
40. MEMBEX WASTEWATER SYSTEMS, Catálogo s/n. US. Patent Number 4,906,379. Membrex Inc.
41. SPIEGEL, D., Hollow Fiber Membranes. *The Wave*. US. Filter Magazine. Vol. 3 Issue 1. 1999.
42. OSMONICS, Standard Products and Equipment. P/N 1149832, Rev. A. Osmonics Inc. 1998.
43. DOWN, K., General Filter Products. *The Wave*. US. Filter Magazine. Vol. 2, Issue 4. 1998.

44. BITTER, J., *Transport Mechanisms in membrane Separation Processes*. Ed. Plenum Press. 1991.
45. YAMAGIWA, K. Y KOBAYASHI, H., Membrane Fouling in Ultrafiltration of Hydrophobic Nonionic Surfactant. *J. Chem. Eng. Japan*. 26, 13-18. 1993.
46. ACS MEDIO AMBIENTE: <http://www.acsmedioambiente.com>
47. SANBORN TECHNOLOGIES. *Membrane Systems*. Catalog NEP 10/96 5M.
48. PAULSON, D. Y PAREKH, B., Design innovations for processing high fouling solutions with spiral - wounds membrane elements. Osmonics Corp. 1990
49. ELIAS, B. Y VAN CLEEF, J., High Shear Membrane Separation for Process and Wastewater Treatment. *Chemical Engineering*. Septiembre, 1998.
50. IBM PATENT SERVER HOME PAGE: <http://www.patents.ibm.com/ibm/html>.
51. IRITANI, E., Effects of pH and Solvent Density on Dead End Upward Ultrafiltration. *J. Memb. Sci.*. 69, 87-97. 1992.
52. COOPER, A., *Ultrafiltration Membranes and Applications*. Plenum Press. 1980.
53. KILDUFF, J., WEBER, J., Transport and Separation of Organic Macromolecules in Ultrafiltration Processes. *Environ. Sci. Technol.* 26, 569-577. 1992
54. LINDSEY, C., Recovery of an Aqueous Iron Phosphating/Degreasing Bath by Ultrafiltration. *Air and waste*. 44, Mayo 1994.
55. IRITANI, E., Effects of pH and Solvent Density on Dead End Upward Ultrafiltration. *J. Memb. Sci.*. 69, 87-97. 1992.

56. ENERVAC CORPORATION: <http://www.enervac.com/index.html>
57. ZADI, A., The Use of Micro/Ultrafiltration for the removal of Oil and Suspended Solids fom Oilfield Brines. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 25, No. 10, 163-176. 1992.
58. HEKAL, I., Ultrafiltration or Reverse Osmosis Treatment of Emulsified Oil Metal Working Coolants. US. Patent Number 4,201,664. Mayo, 1980.
59. DUBROVSKY, M. Y LYNCH, S., Removal of Oily Residues from Aqueous Waste Streams. US. Patent Number 5,269,934. Diciembre, 1993.
60. MILLER, J., Process for Removing Proteinaceous Materials, Fat and Oils from Food Processing Wastewater and Recovering Same. US. Patent Number 5,543,058. Agosto, 1996.
61. TOMPKINS, K. T., STEFANO, J. Y OWSENEK, B., Oily Wastewater System. US. Patent Number 5,932,091. Agosto, 1999.
62. TORLINE, W. Y WILLIAMS, R., Method and Apparatus for Processing Oily Wastewater. US. Patent Number 5,227,071. Julio, 1993.
63. PRC ENVIRONMENTAL MANAGEMENT INC., Hazardous waste Reduction in the Metal Finishing Industry, Nores Data Corporation.
64. CARTER, B., Installation of Ultrafiltration/Reverse Osmosis System at Automotive Coatings Plant Minimizes Hazardous Waste. *Industrial Innovations for tomorrow*. US Department of Energy. National Renewable Energy Laboratory. 1993.
65. EPRI CENTER OF MATERIALS FABRICATIONS, Electrotechnologies for wastewater recovery in metals finishing. *Techcommentary*. Vol. 7, No. 2. 1991.

66. SALAS, A., Reduction of Costs and Liability Risks in Electroplating Wastewater Treatment, *Industrial Water Engineering*. Vol. 21, No. 2, pp 9-13. 1984.
67. PARDUS, M., Cost Effective Compliance with the Pretreatment Standards: A Case Study in Waste Minimization. Cerro Metal Products. 1992.
68. MILLER, J. Y BARKLEY, P., Fluid Treatment processing Using Dynamic Microfiltration and Ultrafiltration. US. Patent Number 5,374,356. Diciembre, 1994.
69. SHORR, J., Wastewater Treatment. US. Patent Number 4,014,787. Marzo, 1977.
70. OHIO ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY: <http://www.epa.state.oh.us/oepa.html>
71. ZINKUS, G., Identify Appropriate Water Reclamation Technologies, *Chemical Engineering Progress*. Mayo, 1988.
72. LONSDALE, H., The growth of membrane technology *J. Membr. Sci.* 10:81-181. 1982.
73. BACK, D., SCARINGE, R. Y RAMOS, C., Process and System for Recycling and Reusing Gray Water. US. Patent Number 5,868,937. Febrero, 1999.
74. SHANKARAMAN, C., Particle Back Transport and Permeate Behavior in Crossflow Membrane Filters. *Environ. Sci. Technol.* 31, 819-824. 1997.
75. HO, W., Membrane Processes, en *Perry's Chemical Engineering Handbook*, Perry, 6^o ed. pp. 17-14 – 17-35. McGraw Hill. 1984.
76. HART, O. Y BUCKLEY, C., *Membrane Technology in Wastewater Management*, Ed. Pergamon Press. 1992.

77. TRAN, T., Advanced Membrane Filtration Process Treats Industrial Waste Efficiently. *Chem. Eng. Progress*, 81 (3): 19-33. 1985.
78. HONG, J. Y YANG, S., Continuous Separation of Phenol from an Aqueous Stream Using Micellar-Enhanced Ultrafiltration . *J. Chem. Eng. Japan*. 27, 314-320. 1994.
79. KANDORI, K., Selection of surfactants for miscellar enhanced ultrafiltration. *Sep. Sci. Technol.* 25:83-108. 1990.
80. FANE, A. Y AWANG, A., Metal Recovery From Wastewater Using Membranes. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 25, No. 10 5-18. 1992.
81. STRATHMAN, H., Selective removal of heavy metals ions from aqueous solutions by diafiltration of macromolecule complexes. *Sep. Sci. Technol.* 15, 1135. 1980.
82. CARTWRIGHT, P., Industrial Wastewater Treatment with Membranes – A United States Perspective. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 25, No. 10 373-390. 1992.
83. ZAIDI, A. Y BUISSON, H., Ultra and Nanofiltration in Advanced Effluent Treatment Schemes for Pollution Control in the Pulp and Paper Industry. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 25, No. 10, 263-276. 1992.
84. PATTERSON CANDY INT., Membrane Systems. Ultrafiltration and reverse osmosis for the pulp and paper industry. TPRO 44. 2.
85. DAL-CYN, F., MCLELLAN, C. Y STRIEZ, C., Membrane performance with a pulp mill effluent. *J. Membr. Sci.*. Vol. 12, No. 1, 1996.
86. ROSA, M. Y PINHO, M., The role of ultrafiltration and nanofiltration on the minimization of the environmental impact of bleached pulp effluents. *J. Membr. Sci.*. Vol. 102, No. 3, 1995.

87. DEPARTMENT OF ENERGY, OFFICE OF INDUSTRIAL TECHNOLOGIES:
<http://www.oit.doe.gov/>
88. EGER, L., Sanitary Waste Treatment Plant. US. Patent Number 3,950,249. Abril, 1976.
89. ENVIRONMENTAL CONTAMINANTS ENCYCLOPEDIA:
<http://www.aqd.nps.gov/toxic/index.html>
90. ILLINOIS WASTE MANAGEMENT AND RESEARCH CENTER (WMRC):
<http://www.hazard.uiuc.edu/wmrc/news.htm>
91. BAHORSKY, M., Emerging Technologies for color removal. *Color Reduction and Removal Seminar*. Junio, 1998.
92. CARTWRITH, P., Membranes Meet New Environmental Challenges. *Chemical Engineering*. Septiembre, 1984.
93. EPA'S WASTE REDUCTION RESOURCE CENTER: <http://owr.ehnr.state.nc.us/wrrc/>
94. ARCHIVE AND PREVIEW OF JOURNAL MEMBRANE SCIENCE:
<http://www.che.utexas.edu/nams/Articles/JMS/index.html>
95. Norma Oficial Mexicana NOM-001-ECOL-1996. Diario Oficial de la Federación. 6 de enero de 1997.
96. Norma Oficial Mexicana NOM-002-ECOL-1996. Diario Oficial de la Federación. 3 de junio de 1998
97. EKENGREN, Ö., Treatment of Bleach-Plant Effluents with Membrane Filtration and Sorption Techniques. *Wat. Sc. Technol.* 24 (314) 207-218.

98. KOCH MEMBRANE SYSTEMS: <http://www.kochmembrane.com/>

APÉNDICE 1

Notación General

b : cociente de la fuerza de fricción del soluto en movimiento entre la correspondiente a la solución del bulto

c_f : concentración del soluto en la alimentación.

c_g : concentración del soluto en el gel

c_i : concentración del soluto i en la alimentación.

c_{ip} : concentración del soluto i en el filtrado

c_{ir} : concentración del soluto i en el lado de alimentación

c_p : concentración del soluto en el filtrado

c_r : concentración del soluto en el lado de alimentación

c_s : concentración del soluto en la superficie de la membrana

\overline{D} : cociente de la distancia de impedimento estérico

d_b : diámetro hidráulico equivalente

d_b : diámetro hidráulico

d_i : diámetro de las especies del soluto

d_p : diámetro de poro de membrana

D_i : difusividad del soluto

H : coeficiente de permeabilidad

J : flujo volumétrico o flux

K : coeficiente de transferencia de masa

k : constante de Boltzman, 1.380×10^{-16} (g·cm²)/s²·K

l : grosor de la membrana

L : longitud del tubo o canal, cm

N_m : número de etapas teóricas de una cromatografía equivalentes a una separación por membrana

P : Presión transversal aplicada a la membrana

P_f : presión hidrostática del lado de alimentación
 P_p : presión hidrostática del lado del filtrado
 Q_w : flujo volumétrico de disolvente a través de la membrana
 R : constante de los gases
 r_e : el radio efectivo reducido.
 Re : número de Reynolds
 R_g : resistencia debida a la capa de gel
 R_i : rechazo al soluto para una especie i
 R_m : resistencia debida a la membrana
 r_p : radio del poro
 r_s : radio de la partícula
 S_c : número de Schmidt
 S_b : número de Sherwood
 T : Temperatura absoluta
 U_b : velocidad masiva del fluido, cm/s.
 v : velocidad del solvente
 V_0 : volumen de alimentación inicial
 V_p : volumen total permeado
 V_r : volumen de retención
 X_{AB} : constante que relaciona la fuerza de fricción entre el soluto y solvente debido a la diferencia entre sus velocidades relativas
 y : distancia perpendicular a la capa de gel
 $Y(r)$: distribución de tamaño de poro
 ΔP : diferencia de presión hidrostática
 Δx : longitud del poro en la membrana
 Δ : coeficiente de dispersión
 $\Delta \pi$: diferencia de presión osmótica
 Φ : función que expresa la fuerza ejercida por las paredes de los poros sobre el soluto
 δ : espesor de la capa límite
 ε : porosidad de la membrana

γ : velocidad de corte del fluido en la superficie de la membrana

η : viscosidad del fluido

λ : relación entre diámetros : d_i / d_p

ν : viscosidad cinemática

π_f : presión osmótica del lado de alimentación

π_p : presión osmótica del lado del filtrado

APÉNDICE 2

Normatividad

A continuación se presentan de modo resumido las normas que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales, así como los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal.

NORMA OFICIAL MEXICANA NOM-001-ECOL-1996

Publicada en el Diario Oficial de la Federación el 6 de enero de 1997

OBJETIVO Y CAMPO DE APLICACIÓN

Esta Norma Oficial Mexicana establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales, con el objeto de proteger su calidad y posibilitar sus usos, y es de observancia obligatoria para los responsables de dichas descargas. Esta Norma Oficial Mexicana no se aplica a las descargas de aguas provenientes de drenajes separados de aguas pluviales.

DEFINICIONES

Aguas costeras

Son las aguas de los mares territoriales en la extensión y términos que fija el derecho internacional; así como las aguas marinas interiores, las lagunas y esteros que se comuniquen permanente o intermitentemente con el mar.

Aguas nacionales

Las aguas propiedad de la Nación, en los términos del párrafo quinto del Artículo 27 de la Constitución Política de los Estados Unidos Mexicanos.

Aguas residuales

Las aguas de composición variada provenientes de las descargas de usos municipales, industriales, comerciales, de servicios, agrícolas, pecuarios, domésticos, incluyendo fraccionamientos y en general de cualquier otro uso, así como la mezcla de ellas.

Aguas pluviales

Aquellas que provienen de lluvias, se incluyen las que provienen de nieve y granizo.

Bienes nacionales

Son los bienes cuya administración está a cargo de la Comisión Nacional del Agua en términos del artículo 113 de la Ley de Aguas Nacionales.

Carga contaminante

Cantidad de un contaminante expresada en unidades de masa por unidad de tiempo, aportada en una descarga de aguas residuales.

Condiciones particulares de descarga

El conjunto de parámetros físicos, químicos y biológicos y de sus niveles máximos permitidos en las descargas de agua residual, determinados por la Comisión Nacional del Agua para el responsable o grupo de responsables de la descarga o para un cuerpo receptor específico, con el fin de preservar y controlar la calidad de las aguas conforme a la Ley de Aguas Nacionales y su Reglamento.

Contaminantes básicos

Son aquellos compuestos y parámetros que se presentan en las descargas de aguas residuales y que pueden ser removidos o estabilizados mediante tratamientos convencionales. En lo que corresponde a esta Norma Oficial Mexicana sólo se consideran los siguientes: grasas y aceites, materia flotante, sólidos sedimentables, sólidos suspendidos totales, demanda bioquímica de oxígeno₅, nitrógeno total (suma de las concentraciones de nitrógeno Kjeldahl, de nitritos y de nitratos, expresadas como mg/litro de nitrógeno), fósforo total, temperatura y pH.

Contaminantes patógenos y parasitarios

Son aquellos microorganismos, quistes y huevos de parásitos que pueden estar presentes en las aguas residuales y que representan un riesgo a la salud humana, flora o fauna. En lo que corresponde a esta Norma Oficial Mexicana sólo se consideran los coliformes fecales y los huevos de helminto.

Cuerpo receptor

Son las corrientes, depósitos naturales de agua, presas, cauces, zonas marinas o bienes nacionales donde se descargan aguas residuales, así como los terrenos en donde se infiltran o inyectan dichas aguas cuando puedan contaminar el suelo o los acuíferos.

Descarga

Acción de verter, infiltrar, depositar o inyectar aguas residuales a un cuerpo receptor en forma continua, intermitente o fortuita, cuando éste es un bien del dominio público de la Nación.

Embalse artificial

Vaso de formación artificial que se origina por la construcción de un bordo o cortina y que es alimentado por uno o varios ríos o agua subterránea o pluvial.

Embalse natural

Vaso de formación natural que es alimentado por uno o varios ríos o agua subterránea o pluvial.

Estuario

Es el tramo del curso de agua bajo la influencia de las mareas que se extiende desde la línea de costa hasta el punto donde la concentración de cloruros en el agua es de 250 mg/l.

Humedales naturales

Las zonas de transición entre los sistemas acuáticos y terrestres que constituyen áreas de inundación temporal o permanente, sujetas o no a la influencia de mareas, como pantanos, ciénegas y marismas, cuyos límites los constituyen el tipo de vegetación hidrófila de presencia permanente o estacional; las áreas donde el suelo es predominantemente hídrico; y las áreas lacustres o de suelos permanentemente húmedos originadas por la descarga natural de acuíferos.

Límite máximo permisible

Valor o rango asignado a un parámetro, el cual no debe ser excedido en la descarga de aguas residuales.

Metales pesados y cianuros

Son aquellos que, en concentraciones por encima de determinados límites, pueden producir efectos negativos en la salud humana, flora o fauna. En lo que corresponde a esta Norma Oficial Mexicana sólo se consideran los siguientes: arsénico, cadmio, cobre, cromo, mercurio, níquel, plomo, zinc y cianuros.

Muestra compuesta

La que resulta de mezclar el número de muestras simples, según lo indicado en la Tabla 1. Para conformar la muestra compuesta, el volumen de cada una de las muestras simples deberá ser proporcional al caudal de la descarga en el momento de su toma.

Tabla 1. Número de muestras simples

FRECUENCIA DE MUESTREO			
Horas por día que opera el proceso generador de la descarga	Número de muestras simples	Intervalo entre toma de muestras simples (horas)	
		Mínimo N.E.	Máximo N.E.
Menor que 4	mínimo 2	-	-
De 4 a 8	4	1	2
Mayor que 8 y hasta 12	4	2	3
Mayor que 12 y hasta 18	6	2	3
Mayor que 18 y hasta 24	6	3	4

N.E. = No especificado.

Muestra simple.

La que se tome en el punto de descarga, de manera continua, en día normal de operación que refleje cuantitativa y cualitativamente el o los procesos más representativos de las actividades que generan la descarga, durante el tiempo necesario para completar cuando menos, un volumen suficiente para que se lleven a cabo los análisis necesarios para conocer su composición, aforando el caudal descargado en el sitio y en el momento del muestreo.

El volumen de cada muestra simple necesario para formar la muestra compuesta se determina mediante la siguiente ecuación:

$$VMS_i = VMC (Q_i/Q)$$

Donde:

VMS_i volumen de cada una de las muestras simples "i", litros.

VMC volumen de la muestra compuesta necesario para realizar la totalidad de los análisis de laboratorio requeridos, litros.

Q_i caudal medido en la descarga en el momento de tomar la muestra simple, litros por segundo.

Q_t $\sum Q_i$ hasta Q_n , litros por segundo

Parámetro

Variable que se utiliza como referencia para determinar la calidad física, química y biológica del agua.

Promedio diario (P.D.)

Es el valor que resulta del análisis de una muestra compuesta. En el caso del parámetro grasas y aceites, es el promedio ponderado en función del caudal, y la media geométrica para los coliformes fecales, de los valores que resulten del análisis de cada una de las muestras simples tomadas para formar la muestra compuesta. Las unidades de pH no deberán estar fuera del rango permisible, en ninguna de las muestras simples.

Promedio mensual (P.M.)

Es el valor que resulte de calcular el promedio ponderado en función del caudal, de los valores que resulten del análisis de al menos dos muestras compuestas (Promedio diario).

Riego no restringido

La utilización del agua residual destinada a la actividad de siembra, cultivo y cosecha de productos agrícolas en forma ilimitada como forrajes, granos, frutas, legumbres y verduras.

Riego restringido

La utilización del agua residual destinada a la actividad de siembra, cultivo y cosecha de productos agrícolas, excepto legumbres y verduras que se consumen crudas.

Río

Corriente de agua natural, perenne o intermitente, que desemboca a otras corrientes, o a un embalse natural o artificial, o al mar.

Suelo

Cuerpo receptor de descargas de aguas residuales que se utiliza para actividades agrícolas.

Tratamiento convencional

Son los procesos de tratamiento mediante los cuales se remueven o estabilizan los contaminantes básicos presentes en las aguas residuales.

Uso en riego agrícola

La utilización del agua destinada a la actividad de siembra, cultivo y cosecha de productos agrícolas y su preparación para la primera enajenación, siempre que los productos no hayan sido objeto de transformación industrial.

Uso público urbano

La utilización de agua nacional para centros de población o asentamientos humanos, destinada para el uso y consumo humano, previa potabilización.

ESPECIFICACIONES

La concentración de contaminantes básicos, metales pesados y cianuros para las descargas de aguas residuales a aguas y bienes nacionales, no debe exceder el valor indicado como límite máximo permisible en las Tablas 2 y 3 de esta Norma Oficial Mexicana. El rango permisible del potencial hidrógeno (pH) es de 5 a 10 unidades.

Para determinar la contaminación por patógenos se tomará como indicador a los coliformes fecales. El límite máximo permisible para las descargas de aguas residuales vertidas a aguas y bienes nacionales, así como las descargas vertidas a suelo (uso en riego agrícola) es de 1,000 y 2,000 como número más probable (NMP) de coliformes fecales por cada 100 ml para el promedio mensual y diario, respectivamente.

Para determinar la contaminación por parásitos se tomará como indicador los huevos de helminto. El límite máximo permisible para las descargas vertidas a suelo (uso en riego

agrícola), es de un huevo de helmineto por litro para riego no restringido, y de cinco huevos por litro para riego restringido.

Tabla 2 A. Límites máximos permisibles para contaminantes básicos (ríos).

PARÁMETROS (miligramos por litro, excepto cuando se especifique)	RÍOS					
	Uso en riego agrícola (A)		Uso público urbano (B)		Protección de vida acuática (C)	
	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.
Temperatura °C (1)	N.A.	N.A.	40	40	40	40
Grasas y Aceites (2)	15	25	15	25	15	25
Materia Flotante (3)	ausente	ausente	ausente	ausente	ausente	ausente
Sólidos Sedimentables (ml/l)	1	2	1	2	1	2
Sólidos Suspendidos Totales	150	200	75	125	40	60
Demanda Bioquímica de Oxígeno	150	200	75	150	30	60
Nitrógeno Total	40	60	40	60	15	25
Fósforo Total	20	30	20	30	5	10

(1) Instantáneo

(2) Muestra Simple Promedio Ponderado

(3) Ausente según el Método de Prueba definido en la NMX-AA-006.

P.D.= Promedio Diario; P.M. = Promedio Mensual;

N.A. = No es aplicable.

(A), (B) y (C): Tipo de Cuerpo Receptor según la Ley Federal de Derechos en Materia de Descarga.

Tabla 2 B. Límites máximos permisibles para contaminantes básicos (embalses naturales y artificiales).

PARÁMETROS (miligramos por litro, excepto cuando se especifique)	EMBALSES NATURALES Y ARTIFICIALES			
	Uso en riego agrícola (B)		Uso público urbano (C)	
	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.
Temperatura oC (1)	40	40	40	40
Grasas y Aceites (2)	15	25	15	25
Materia Flotante (3)	ausente	ausente	ausente	ausente
Sólidos Sedimentables (ml/l)	1	2	1	2
Sólidos Suspendedos Totales	75	125	40	60
Demanda Bioquímica de Oxígeno ₅	75	150	30	60
Nitrógeno Total	40	60	15	25
Fósforo Total	20	30	5	10

(1) Instantáneo

(2) Muestra Simple Promedio Ponderado

(3) Ausente según el Método de Prueba definido en la NMX-AA-006.

P.D. = Promedio Diario; P.M. = Promedio Mensual:

N.A. = No es aplicable.

(A), (B) y (C): Tipo de Cuerpo Receptor según la Ley Federal de Derechos en Materia de Descarga.

Tabla 2 C. Límites máximos permisibles para contaminantes básicos (aguas costeras).

PARÁMETROS (miligramos por litro, excepto cuando se especifique)	AGUAS COSTERAS					
	Uso en riego agrícola (A)		Uso público urbano (B)		Protección de vida acuática (C)	
	Explotación pesquera, navegación y otros usos (A)	Recreación (B)	Estuarios(B)	Explotación pesquera, navegación y otros usos (A)	Recreación (B)	Estuarios(B)
Temperatura °C (1)	P.M.	P.D.	P.M.	P.M.	P.D.	P.M.
Grasas y Aceites (2)	40	40	40	40	40	40
Materia Flotante (3)	15	25	15	15	25	15
Sólidos Sedimentables (ml/l)	ausente	ausente	ausente	ausente	ausente	ausente
Sólidos Suspendidos Totales	1	2	1	1	2	1
Demanda Bioquímica de Oxígenos	150	200	75	150	200	75
Nitrógeno Total	150	200	75	150	200	75
Fósforo Total	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.

(1) Instantáneo

(2) Muestra Simple Promedio Ponderado

(3) Ausente según el Método de Prueba definido en la NMX-AA-006.

P.D.= Promedio Diario; P.M. = Promedio Mensual;

N.A. = No es aplicable.

(A), (B) y (C): Tipo de Cuerpo Receptor según la Ley Federal de Derechos en Materia de Descarga.

Tabla 2 D. Límites máximos permisibles para contaminantes básicos (suelo).

PARÁMETROS (Miligramos por litro, excepto cuando se especifique)	SUELO			
	Uso en riego agrícola (A)		Humedales naturales (B)	
	P.M	P.D.	P.M	P.D.
Temperatura °C (1)	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
Grasas y Aceites (2)	15	25	15	25
Materia Flotante (3)	ausente	ausente	ausente	ausente
Sólidos Sedimentables (ml/l)	N.A	N.A	N.A	N.A
Sólidos Suspendedos Totales	N.A	N.A	N.A	N.A
Demanda Bioquímica de Oxígeno	N.A	N.A	N.A	N.A
Nitrógeno Total	N.A	N.A	N.A	N.A
Fósforo Total	N.A	N.A	N.A	N.A

(1) Instantáneo

(2) Muestra Simple Promedio Ponderado

(3) Ausente según el Método de Prueba definido en la NMX-AA-006.

P.D.= Promedio Diario; P.M. = Promedio Mensual:

N.A. = No es aplicable.

(A), (B) y (C): Tipo de Cuerpo Receptor según la Ley Federal de Derechos en Materia de Descarga.

Tabla 3 A. Límites máximos permisibles para metales pesados y cianuros (ríos).

PARÁMETROS (miligramos por litro, excepto cuando se especifique)	RÍOS					
	Uso en riego agrícola (A)		Uso público urbano (B)		Protección de vida acuática (C)	
	Uso en riego agrícola (A)	Uso público urbano (B)	Protección de vida acuática (C)	Uso en riego agrícola (A)	Uso público urbano (B)	Protección de vida acuática (C)
	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.
Arsénico	0.2	0.4	0.1	0.2	0.1	0.2
Cadmio	0.2	0.4	0.1	0.2	0.1	0.2
Cianuros	1.0	3.0	1.0	2.0	1.0	2.0
Cobre	4.0	6.0	4.0	6.0	4.0	6.0
Cromo	1	1.5	0.5	1.0	0.5	1.0
Mercurio	0.01	0.02	0.005	0.01	0.005	0.01
Níquel	2	4	2	4	2	4
Plomo	0.5	1	0.2	0.4	0.2	0.4
Zinc	10	20	10	20	10	20

(*) Medidos de manera total.

P.D. = Promedio Diario

P.M. = Promedio Mensual

N.A. = No es aplicable

(A), (B) y (C): Tipo de Cuerpo Receptor según la Ley Federal de Derechos en Materia de Descarga.

Tabla 3 B. Límites máximos permisibles para metales pesados y cianuros (embalses naturales y artificiales).

PARÁMETROS (miligramos por litro, excepto cuando se especifique)	EMBALSES NATURALES Y ARTIFICIALES			
	Uso en riego agrícola (B)		Uso público urbano (C)	
	P.M	P.D	P.M	P.D
Arsénico	0.2	0.4	0.1	0.2
Cadmio	0.2	0.4	0.1	0.2
Cianuros	2.0	3.0	1.0	2.0
Cobre	4.0	6.0	4	6.0
Cromo	1	1.5	0.5	1.0
Mercurio	0.01	0.02	0.005	0.01
Níquel	2	4	2	4
Plomo	0.5	1	0.2	0.4
Zinc	10	20	10	20

(*) Medidos de manera total.

P.D. = Promedio Diario

P.M. = Promedio Mensual

N.A. = No es aplicable

(A), (B) y (C): Tipo de Cuerpo Receptor según la Ley Federal de Derechos en Materia de Descarga.

Tabla 3 C. Límites máximos permisibles para metales pesados y cianuros (aguas costeras).

PARÁMETROS (miligramos por litro, excepto cuando se especifique)	AGUAS COSTERAS					
	Explotación pesquera, navegación y otros usos (A)		Recreación (B)		Estuarios (B)	
	P.M	P.D	P.M	P.D	P.M	P.D
Arsénico	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2
Cadmio	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2
Cianuros	1.0	2.0	2.0	3.0	1.0	2.0
Cobre	4	6.0	4.0	6.0	4.0	6.0
Cromo	0.5	1.0	1	1.5	0.5	1.0
Mercurio	0.01	0.02	0.01	0.02	0.01	0.02
Níquel	2	4	2	4	2	4
Plomo	0.2	0.4	0.5	1	0.2	0.4
Zinc	10	20	10	20	10	20

(*) Medidos de manera total.

P.D. = Promedio Diario

P.M. = Promedio Mensual

N.A. = No es aplicable

(A), (B) y (C): Tipo de Cuerpo Receptor según la Ley Federal de Derechos en Materia de Descarga.

Tabla 3 D. Límites máximos permisibles para metales pesados y cianuros (suelo).

PARÁMETROS (Miligramos por litro, excepto cuando se especifique)	SUELO			
	Uso en riego agrícola (A)		Humedales naturales (B)	
	P.M	P.D	P.M	P.D
Arsénico	0.2	0.4	0.1	0.2
Cadmio	0.05	0.1	0.1	0.2
Cianuros	2.0	3.0	1.0	2.0
Cobre	4	6.0	4.0	6.0
Cromo	0.5	1.0	0.5	1.0
Mercurio	0.005	0.01	0.005	0.01
Níquel	2	4	2	4
Plomo	5	10	0.2	0.4
Zinc	10	20	10	20

(*) Medidos de manera total.

P.D. = Promedio Diario

P.M. = Promedio Mensual

N.A. = No es aplicable

(A), (B) y (C): Tipo de Cuerpo Receptor según la Ley Federal de Derechos en Materia de Descarga.

NORMA OFICIAL MEXICANA

NOM-002-ECOL-1996

Publicada en el Diario Oficial de la Federación el 3 de junio de 1998

Esta Norma Oficial Mexicana establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal con el fin de prevenir y controlar la contaminación de las aguas y bienes nacionales, así como proteger la infraestructura de dichos sistemas, y es de observancia obligatoria para los responsables de dichas descargas. Esta norma no se aplica a la descarga de las aguas residuales domésticas, pluviales, ni a las generadas por la industria, que sean distintas a las aguas residuales de proceso y conducidas por drenaje separado.

DEFINICIONES

Aguas pluviales

Aquellas que provienen de las lluvias, se incluyen las que provienen de nieve y el granizo.

Aguas residuales

Las aguas de composición variada provenientes de las descargas de usos municipales, industriales, comerciales, de servicios, agrícolas, pecuarios, domésticos, incluyendo fraccionamientos y en general de cualquier otro uso, así como la mezcla de ellas.

Aguas residuales de proceso

Las resultantes de la producción de un bien o servicio comercializable.

Aguas residuales domésticas

Las provenientes del uso particular de las personas y del hogar.

Autoridad competente

Los Gobiernos de los Estados, del Distrito Federal, y de los Municipios, por sí o a través de sus organismos públicos que administren el agua.

Condiciones particulares para descargas al alcantarillado urbano o municipal

El conjunto de parámetros físicos, químicos y biológicos y de sus límites máximos permisibles en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, establecidos por la autoridad competente, previo estudio técnico correspondiente, con el fin de prevenir y controlar la contaminación de las aguas y bienes nacionales, así como proteger la infraestructura de dichos sistemas.

Contaminantes

Son aquellos parámetros o compuestos que, en determinadas concentraciones, pueden producir efectos negativos en la salud humana y en el medio ambiente, dañar la infraestructura hidráulica o inhibir los procesos de tratamiento de las aguas residuales.

Descarga

Acción de verter aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal.

Instantáneo

Es el valor que resulta del análisis de laboratorio a una muestra de agua residual tomada de manera aleatoria o al azar en la descarga.

Límite máximo permisible

Valor o rango asignado a un parámetro, el cual no debe ser excedido en la descarga de aguas residuales.

Muestra compuesta

La que resulta de mezclar el número de muestras simples, según lo indicado en la especificación 4.10 de esta Norma Oficial Mexicana.

Muestra simple

La que se tome en el punto de descarga, de manera continua, en día normal de operación que refleje cuantitativa y cualitativamente el o los procesos más representativos de las actividades que generan la descarga, durante el tiempo necesario para completar cuando menos, el volumen suficiente para que se lleven a cabo los análisis necesarios para conocer su composición, aforando el caudal descargado en el sitio y en el momento del muestreo.

Parámetro

Variable que se utiliza como referencia para determinar la calidad física, química y biológica del agua.

Promedio diario (P.D)

Es el valor que resulta del análisis de una muestra compuesta, tomada en un día representativo del proceso generador de la descarga.

Promedio mensual (P.M.)

Es el valor que resulte de calcular el promedio ponderado en función del caudal de los valores que resulten del análisis de laboratorio practicados al menos a dos muestras compuestas, tomadas en días representativos de la descarga en un período de un mes.

Punto de descarga

Es el sitio seleccionado para la toma de muestras, en el que se garantiza que fluye la totalidad de las aguas residuales de la descarga.

Sistema de alcantarillado urbano o municipal

Es el conjunto de obras y acciones que permiten la prestación de un servicio público de alcantarillado, incluyendo el saneamiento, entendiéndose como tal la conducción, tratamiento, alejamiento y descarga de las aguas residuales.

ESPECIFICACIONES

Los límites máximos permisibles para contaminantes de las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, no deben ser superiores a los indicados en la Tabla 1. Para las grasas y aceites es el promedio ponderado en función del caudal, resultante de los análisis practicados a cada una de las muestras simples.

Tabla 1. Los límites máximos permisibles para contaminantes de las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal

LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES			
PARÁMETROS (miligramos por litro, excepto cuando se especifique otra)	Promedio Mensual	Promedio Diario	Instantáneo
Grasas y Aceites	50	75	100
Sólidos Sedimentables (mililitros por litro)	5	7.5	10
Arsénico total	0.5	0.75	1
Cadmio total	0.5	0.75	1
Cianuro total	1	1.5	2
Cobre total	10	15	20
Cromo hexavalente	0.5	0.75	1
Mercurio total	0.01	0.015	0.02
Níquel total	4	6	8
Plomo total	1	1.5	2
Zinc total	6	9	12

Los límites máximos permisibles establecidos en la columna instantáneo, son únicamente valores de referencia, en el caso de que el valor de cualquier análisis exceda el instantáneo, el responsable de la descarga queda obligado a presentar a la autoridad competente en el tiempo y forma que establezcan los ordenamientos legales locales, los promedios diario y mensual, así como los resultados de laboratorio de los análisis que los respaldan.

El rango permisible de pH (potencial hidrógeno) en las descargas de aguas residuales es de 10 (diez) y 5.5 (cinco punto cinco) unidades, determinado para cada una de las muestras simples. Las unidades de pH no deberán estar fuera del intervalo permisible, en ninguna de las muestras simples.

El límite máximo permisible de la temperatura es de 40 °C. (cuarenta Grados Celsius), medida en forma instantánea a cada una de las muestras simples. Se permitirá descargar con temperaturas mayores, siempre y cuando se demuestre a la autoridad competente por medio de un estudio sustentado, que no daña al sistema del mismo.

El responsable de la descarga de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal que no dé cumplimiento a lo establecido, podrá optar por remover la demanda bioquímica de oxígeno y sólidos suspendidos totales, mediante el tratamiento conjunto de las aguas residuales en la planta municipal, para lo cual deberá de:

- a) Presentar a la autoridad competente un estudio de viabilidad que asegure que no se generará un perjuicio al sistema de alcantarillado urbano o municipal.

- b) Sufragar los costos de inversión, cuando así se requiera, así como los de operación y mantenimiento que le correspondan de acuerdo con su caudal y carga contaminante de conformidad con los ordenamientos jurídicos locales aplicables.

No se deben descargar o depositar en los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, materiales o residuos considerados peligrosos, conforme a la regulación vigente en la materia.

La autoridad competente podrá fijar condiciones particulares de descarga a los responsables de las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado, de manera individual o colectiva, que establezcan lo siguiente:

- c) Nuevos límites máximos permisibles de descarga de contaminantes.
- d) Límites máximos permisibles para parámetros adicionales no contemplados en esta Norma.

Dicha acción deberá estar justificada por medio de un estudio técnicamente sustentado presentado por la autoridad competente o por los responsables de la descarga.

Tabla 2. Frecuencia de Muestreo para medición de parámetros en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal

FRECUENCIA DE MUESTREO			
HORAS POR DÍA QUE OPERA EL PROCESO GENERADOR DE LA DESCARGA	NÚMERO DE MUESTRAS SIMPLES	INTERVALO MÁXIMO ENTRE TOMA DE MUESTRAS SIMPLES (HORAS)	
		MÍNIMO	MÁXIMO
Menor que 4	Mínimo 2	-	-
De 4 a 8	4	1	2
Mayor que 8 y hasta 12	4	2	3
Mayor que 12 y hasta 18	6	2	3
Mayor que 18 y hasta 24	6	3	4

Los valores de los parámetros en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal a que se refiere esta norma, se obtendrán de análisis de muestras compuestas, que resulten de la mezcla de las muestras simples, tomadas éstas en volúmenes proporcionales al caudal medido en el sitio y en el momento del muestreo, de acuerdo con la Tabla 2.

Para conformar la muestra compuesta, el volumen de cada una de las muestras simples debe ser proporcional al caudal de la descarga en el momento de su toma y se determina mediante la siguiente ecuación:

$$VMSi = VMC \times \frac{Qi}{Qt}$$

Donde:

$VMSi$ = volumen de cada una de las muestras simples i , litros.

VMC = volumen de la muestra compuesta necesario para realizar la totalidad de los análisis de laboratorio requeridos, litros.

Qi = caudal medido en la descarga en el momento de tomar la muestra simple, litros por segundo.

Qt = ΣQi hasta Qn , litros por segundo

En el caso de que en el período de operación del proceso o realización de la actividad generadora de la descarga, ésta no se presente en forma continua, el responsable de dicha descarga deberá presentar a consideración de la autoridad competente la información en la que se describa su régimen de operación y el programa de muestreo para la medición de los contaminantes.