



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**EVALUACION Y PROPUESTAS DE OPTIMIZACION DEL
FUNCIONAMIENTO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO
DE AGUAS RESIDUALES DE UNA INSTALACION
INDUSTRIAL**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

I N G E N I E R O Q U I M I C O

P R E S E N T A :

OLIVER CHARGOY VIVALDO



MEXICO, D.F.



2004

**EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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	Profa. Leticia María de los Ángeles González Arredondo
Vocal	Prof. Víctor Manuel Luna Pabello
Secretario	Prof. Alfonso Durán Moreno
1er. Suplente	Prof. Baldomero Pérez Gabriel
2do. Suplente	Prof. Fulvio Mendoza Rosas

Sitio donde se desarrolló el tema:

Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química, UNAM
Paseo de la Investigación Científica, Conj. E
Ciudad Universitaria

Asesor del tema:



Dr. Alfonso Durán Moreno

Sustentante:



Oliver Chargoy Vivaldo

Dedicado:

A Mis padres
Ing. Euler Chargoy del Valle
Fis. Olivia María del Carmen Vivaldo Monroy

A la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México

A mi país, México

AGRADECIMIENTOS

A Dios por darme la oportunidad de llegar hasta este momento de mi vida.

A mis padres Euler y Olivia por darme la vida, criarme y quererme, los aspectos más importantes sin los cuales no estaría aquí; por guiarme y brindarme la oportunidad de construir mi propio camino, por los cuidados y noches sin descanso. A mi mamá por ser maestra, enfermera, consejera, amiga y hasta algunas veces cocinera, aprendimos juntos la primaria y parte de la secundaria, mi habilidad con las matemáticas y la física a ella se lo debo, su amor y paciencia es reconocido no solo por mí sino por sus amistades y conocidos. A mi papá por su guía y consejo, el respeto de las reglas y hacer lo que es correcto, mi rival en el ajedrez y el squash, muchas veces mi mentor y mi apoyo, y además la exhaustiva revisión de esta tesis. Gracias a mis padres por darme el potencial y las armas en el campo de batalla de la vida.

A mi abuelita Carmelita, por su amor y apoyo incondicional, sus sabios consejos, por obsequiarme en mis primeros años de vida el amor, la paciencia, su exquisita comida, la alta costura y el mejor cuidado que alguien pudiera desear y sobre todo por su ejemplo de vida; a mi tía Elvia por su cariño y sus mimos, su buen humor y gran ánimo, por la ternura de sus cuidados, por sus anécdotas y sabiduría, gracias a mis segundas mamás por haberme ayudado, que aunque he crecido, su consejo siempre será necesario. A mi abuelita Angelita por sus enseñanzas, su comprensión y su cuidado, me ha enseñado que la fruta y la comida nunca deben faltar, aunque se esté de viaje, no hay mejor que la comida en casa.

A mis tíos por su cariño, cuidado y consejo. Ellos me han enseñado valiosas lecciones de vida, algunas veces de forma extraña e inexplicable, otras veces claras e inequívocas, pero el amor y la paciencia no han faltado. Sus puertas siempre han estado abiertas, en sus casas me han recibido con alegría, los cuidados y atenciones han sido de lo mejor. Estar a su lado me ha hecho sentir bienvenido en la familia, nuestra familia. Su apoyo, en cualquier circunstancia, ha sido invaluable... he tenido una suerte increíble.

A mis primos: Mónica, Claudia, Peggy, Ángel, Norberto, Citlalli, Pedro, Gaby, Tito, Jaime, Arturo, Lila, Rocío, César, Sandi, Talía, Esteban, Alejandro, Daniel, Luis, Emmanuel y Albert, espero que no falte alguno, por su compañía, su amistad, su camaradería, por compartir grandes momentos de alegría, juego, diversión, pocas veces tristeza y gran ánimo de aventura, muchos pero muchos de los cuales han sido los mejores de mi vida y lo todavía mejor es que los he pasado con ustedes, gracias por haberlos compartido conmigo.

Al Pregnant Club, Malena, Irene, Alberto y Romo, por su gran amistad. Realmente me hubiera gustado estar en el mismo salón con Malena y Alberto, trabajando en equipo para aquellos proyectos interminables o estudiando para un examen, es algo que por asares del destino no tuve esa oportunidad, pero su sincera amistad ha sido más que suficiente, los admiro, son dos excelentes ingenieros. Así como también Irene y Rubén, para mí de los mejores QFBs que produce la Facultad, gracias por los buenos momentos dentro y fuera de la Facultad, sobre todo a Irene por prestar en muchas ocasiones su casa y a Rubén por las fiestas de traje. Esto también incluye a Job y Aarón. A Guadalupe Ortiz, amiga fiel y

consejera, que me ha enseñado la importancia de la familia, el trabajo por la humanidad, el siempre hablar bien de los demás, ser el buen anfitrión y el trabajo en campo.

A mi equipo Adela, Hanne, Bit, gracias por su tiempo, sus consejos, sus lágrimas, su esfuerzo. Son de las cosas por las cuales el tiempo en la facultad fue inolvidable, tantas anécdotas de trabajos interminables, desveladas que al final rindieron fruto. Los considero mis amigos, con los que no solamente el trabajo es agradable sino con los cuales disfrutar y compartir una charla, un café, un viaje, un sueño.

A los maestros que desde pequeño me han transmitido su sabiduría. He tenido la gran fortuna de que los profesores que han construido mi educación lo han hecho con dedicación y con el firme propósito de la formación del alumno. Mis conocimientos y el saber que he acumulado hasta ahora han sido gracias a ellos, el concluir la carrera profesional ha sido por la dedicación de mis maestras de primaria, mis profesores de la secundaria y preparatoria y por supuesto de la Facultad de Química. A esta gran institución que es la UNAM, sin duda la mejor de América Latina.

Finalmente, a ti Lorena, mi compañera, mi mejor amiga, gracias por compartir tus anhelos, sueños y pensamientos, por compartir tu corazón, por tu querer. Este camino que hemos recorrido juntos ha valido la pena, tú vales la pena. Gracias por permitirme ser parte de tu vida.

ÍNDICE GENERAL

1. INTRODUCCIÓN.....	10
1.1 Objetivo General.....	10
1.2 Objetivos Específicos.....	11
1.3 Problemática.....	11
2. CASO DE ESTUDIO.....	12
2.1 Tren de tratamiento.....	12
2.1.1 Cárcamo de bombeo.....	14
2.1.2 Caja de distribución.....	14
2.1.3 Sistema de Flotación por Aire Disuelto (DAF).....	14
2.1.4 Tratamiento biológico.....	15
2.1.5 Envío de agua a tratamiento fisicoquímico.....	16
2.1.6 Suavización en frío.....	16
2.1.7 Neutralización.....	16
2.1.8 Filtración.....	17
2.1.9 Ósmosis inversa (OI).....	17
2.1.10 Evaporación y cristalización.....	18
2.1.11 Deshidratación de lodos.....	19
2.2 Análisis de Calidad del Agua.....	20
2.2.1 Influyente de agua residual proveniente de la instalación industrial.....	21
2.2.2 Influyente 3 de agua cruda.....	22
2.2.3 Efluente de retorno a la industria.....	25
3. FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	26
3.1 Introducción al Tratamiento de Aguas Residuales.....	26
3.2 Sistema de Flotación por Aire Disuelto (DAF).....	27
3.2.1 Difusión de la tecnología DAF en el tratamiento de aguas residuales durante la década de los 60s y los 70s.....	28
3.2.2 Desarrollo de la tecnología de alta velocidad con condiciones de flujo turbulento.....	29
3.2.3 Desarrollo posterior de la tecnología del DAF.....	31
3.2.4 Coagulación y floculación.....	31
3.3 Tratamiento Biológico.....	35
3.3.1 Procesos aerobios / anóxicos.....	35
3.3.2 Procesos anaerobios.....	36
3.3.3 Sistemas de crecimiento en suspensión.....	37
3.3.4 Cinética del crecimiento en suspensión.....	39
3.4 Suavización en Frío.....	43
3.4.1 Precipitación química para mejorar el rendimiento de las Plantas de Tratamiento.....	43
3.4.2 Aspectos teóricos de la precipitación química.....	45
3.5 Filtración.....	49
3.5.1 Tratamiento de carbón activado en polvo (CAP).....	49

3.5.2	Regeneración del carbón	49
3.6	Ósmosis Inversa	50
3.6.1	Membranas y Módulos de Ósmosis Inversa.....	51
3.6.2	Configuraciones comerciales más utilizadas.....	52
3.6.3	Comportamiento respecto a diferentes parámetros	53
3.6.4	Diferencias entre Membranas.....	54
3.7	Recarbonatación.....	54
3.7.1	Recarbonatación de Una Etapa.....	55
3.7.2	Recarbonatación en Dos Etapas	55
3.8	Evaporación y Cristalización.....	55
3.8.1	Evaporadores atmosféricos.....	56
3.8.2	Evaporador al vacío.....	56
3.8.3	Cristalización.....	57
4.	EVALUACIÓN TÉCNICA.....	59
4.1	Sistema de Flotación por Aire Disuelto	61
4.2	Sistema de Tratamiento Biológico.....	65
4.3	Sistema de Tratamiento fisicoquímico.....	67
4.4	Batería de Filtros	71
4.5	Sistema de Ósmosis Inversa	74
4.6	Sistema de Tratamiento de Lodos.....	77
5.	PROPUESTA DE OPTIMIZACIÓN	80
6.	CONCLUSIONES	83
	RECOMENDACIONES	84
7.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	85

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.	Localización y descripción de los puntos de muestreo	21
Tabla 2.	Especificaciones de diseño para el tren de tratamiento instalado	22
Tabla 3.	Especificaciones de remoción de contaminantes para el sistema tren de tratamiento instalado.....	23
Tabla 4.	Comparación de las especificaciones de diseño del influente con los resultados obtenidos por el laboratorio acreditado.....	24
Tabla 5.	Comparación de las especificaciones de diseño del efluente con los resultados obtenidos por el laboratorio acreditado.....	25
Tabla 6.	Poder relativo de coagulación de algunos agentes coagulantes (Droste, 1997)32	
Tabla 7.	Flujos de diseño y flujos promedio registrados durante al semana de muestreo 59	
Tabla 8.	Diferencias de la operación actual del tren de tratamiento con respecto al diseño60	
Tabla 9.	Consumo de reactivos en el primer año en el sistema de tratamiento de grasas y aceites.....	61
Tabla 10.	Consumo de reactivos en segundo año en el sistema de tratamiento de grasa y aceites.....	61
Tabla 11.	Características de diseño y actuales del sistema DAF	62
Tabla 12.	Desviaciones de la operación actual del módulo de tratamiento de grasas y aceites con respecto al diseño	62
Tabla 13.	Eficiencias de remoción en el sistema de flotación con aire disuelto (DAF)...	64
Tabla 14.	Consumo de reactivos en el primer año en el módulo de tratamiento biológico 65	
Tabla 15.	Consumo de reactivos en el segundo año en el módulo de tratamiento biológico 65	
Tabla 16.	Características de diseño y actuales del sistema biológico	66
Tabla 17.	Eficiencias de remoción en el sistema de tratamiento biológico UNITANK ..	66
Tabla 18.	Consumo de reactivos en el primer año en el módulo de tratamiento físicoquímico.....	68
Tabla 19.	Consumo de reactivos en el segundo año.....	68
Tabla 20.	Características de diseño de los clarifloculadores del tren físicoquímico y condiciones actuales.....	70
Tabla 21.	Características de diseño del sistema de recarbonatación	70
Tabla 22.	Eficiencias de remoción en el sistema de tratamiento físicoquímico.....	71
Tabla 23.	Características de diseño de filtros multimedia.....	71
Tabla 24.	Características de diseño de filtros de carbón activado.....	72
Tabla 25.	Eficiencias de remoción de la batería de filtros	73
Tabla 26.	Consumo de reactivos en el primer año en el sistema de ósmosis inversa	74
Tabla 27.	Consumo de reactivos en el segundo año en el módulo de tratamiento salino	75
Tabla 28.	Eficiencias de remoción en el sistema de ósmosis inversa	76
Tabla 29.	Comparación de características típicas de diferentes módulos comerciales de membranas de ósmosis inversa.....	77
Tabla 30.	Consumo de reactivos en el primer año en el sistema de ósmosis inversa	78

Tabla 31.	Consumo de reactivos en el segundo año en el sistema de ósmosis inversa.....	78
Tabla 32.	Rendimientos típicos de deshidratación con filtros banda.....	79

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.	Esquema simplificado del tren de tratamiento de la PTAR	13
Figura 2.	Balance de materia en el sistema de flotación por aire disuelto (DAF).....	62
Figura 3.	Comportamiento de la concentración de Grasas y Aceites en el tren de tratamiento	63
Figura 4.	Balance de materia en el sistema de tratamiento biológico.....	66
Figura 5.	Balance de materia en el tren de tratamiento fisicoquímico	70
Figura 6.	Comportamiento de la Alcalinidad Total en el tren de tratamiento	70
Figura 7.	Balance de materia de la batería de filtros	72
Figura 8.	Comportamiento de la concentración de Nitrógeno Amoniacal en el tren de tratamiento	72
Figura 9.	Comportamiento de la concentración de SAAM en el tren de tratamiento.....	72
Figura 10.	Comportamiento de la concentración de Sólidos Suspendidos Totales en el tren de tratamiento	73
Figura 11.	Balance de materia en el sistema de ósmosis inversa	75

1. INTRODUCCIÓN

La instalación industrial objeto de este estudio envía sus aguas residuales a una planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR) con el fin de que éstas sean depuradas y reutilizadas en las torres de enfriamiento de dicha instalación. Se desea garantizar que el agua tratada en la PTAR cumpla con los requerimientos de calidad requeridos para el agua de repuesto de las torres de enfriamiento. Esta instalación industrial ha solicitado a la Facultad de Química un proyecto para evaluar el funcionamiento de su planta de tratamiento de aguas residuales dado que desde su puesta en marcha hace dos años ésta no funciona correctamente. En la presente tesis se plantean los objetivos, alcances, descripción y evaluación, apoyo bibliográfico y las posibles soluciones a la problemática de funcionamiento de la planta de tratamiento.

En el siguiente capítulo se presenta la descripción de las partes que componen la planta de tratamiento, señalando las funciones principales para las que fue diseñada. De esta forma se va vislumbrando los componentes y el forma de operar de la planta, un conocimiento general de la planta para que de esta forma nos podamos familiarizar con su estructura y operación, estableciendo así el Caso de Estudio.

De estas áreas de oportunidad es donde se deriva los Fundamentos Teóricos, es decir, la búsqueda bibliográfica que proporcione las herramientas necesarias y el soporte adecuado para dar las recomendaciones finales como producto de esta tesis. Aquí se puede encontrar parte del comienzo de la técnica o sistemas utilizados situándonos en el contexto de las posteriores modificaciones a los procedimientos, los avances tecnológicos, las modas y las diferentes visiones en la resolución de los problemas a resolver, cada vez de forma más eficiente y con mayor calidad. Se ha incluido también en forma breve algunas de las investigaciones más recientes, no con el afán de estar al último grito de la tecnología sino como perspectiva a futuro, de lo que es posible experimentar.

Seguido se encuentra la Evaluación Técnica, aquí se hace un análisis de los datos obtenidos de los análisis del funcionamiento del PTAR resaltando las áreas en donde el funcionamiento no es el adecuado, en comparación con el de diseño y se respalda no solo con información bibliográfica sino con gráficas y tablas comparativas donde se muestran claramente las áreas de oportunidad de los sistemas analizados.

Finalmente las propuestas de optimización, conclusiones y recomendaciones plantean las posibles soluciones a los sistemas analizados, los datos examinados, las gráficas presentadas, etc., teniendo como base la bibliografía y los análisis antes presentados.

1.1 Objetivo General

Determinar la mejor alternativa y las recomendaciones técnicas para la optimización en el funcionamiento y operación de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) de una instalación industrial.

1.2 Objetivos Específicos

Los objetivos específicos de esta investigación son:

- a) Realizar la planeación y supervisión del muestreo de la calidad del agua efluente de la instalación industrial, del producto obtenido en cada una de las etapas del tratamiento de la PTAR y de su producto final, lo anterior referenciado al diseño.
- b) Revisión del esquema actual de producción de agua producto en la planta PTAR.
- c) Evaluar técnicamente los resultados que se tienen con la operación de la PTAR en las condiciones actuales.
- d) Recomendaciones a la PTAR.

1.3 Problemática

La instalación industrial, como parte de sus políticas de cuidado ambiental, planeó construir y operar por doce años una planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR) que tratara el efluente de dicha instalación, con el fin de aprovechar de forma integral el efluente de los procesos y disminuir el impacto al medio ambiente producido por la operación de la instalación industrial.

Desde 1999 cuando inició su operación y hasta ahora, la PTAR no ha funcionado a las condiciones de flujo y calidad de agua de diseño. El presente proyecto tiene por objeto realizar una evaluación técnica del funcionamiento de la PTAR para proporcionar los fundamentos para la toma de decisiones para el mejor aprovechamiento y la optimización de funcionamiento de la PTAR.

2. CASO DE ESTUDIO

La Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) está ubicada junto a la instalación industrial. Tiene como finalidad reducir la concentración de los compuestos contaminantes que provienen de las plantas de proceso, así como una corriente de agua cruda con el fin de suministrar agua de repuesto a torres de enfriamiento y agua de suministro para calderas.

Este capítulo pretende describir cada uno de los sistemas que constituyen la planta, así como sus componentes más importantes. Se da un panorama general de las funciones que realizan obteniendo una visión completa de los componentes de la PTAR, familiaridad con su operación y una idea de cómo debe de estar operando una planta de éstas características.

2.1 Tren de tratamiento

La presente descripción de los trenes de tratamiento de la PTAR está basada en el manual de filosofías de operación en plantas de tratamiento de aguas residuales elaborado por los diseñadores originales y en la información recopilada en planta por la UNAM en una semana de muestreo.

La planta está integrada por un tren de tratamiento el cual se compone de tres etapas principales:

- a. Tratamiento biológico
- b. Tratamiento fisicoquímico
- c. Tratamiento salino

Un esquema simplificado del tren de tratamiento de la PTAR se presenta en la Figura 1; los datos indicados en el esquema corresponden a las especificaciones de diseño de la planta. A continuación se describen brevemente los principales sistemas que conforman los tres trenes de tratamiento.

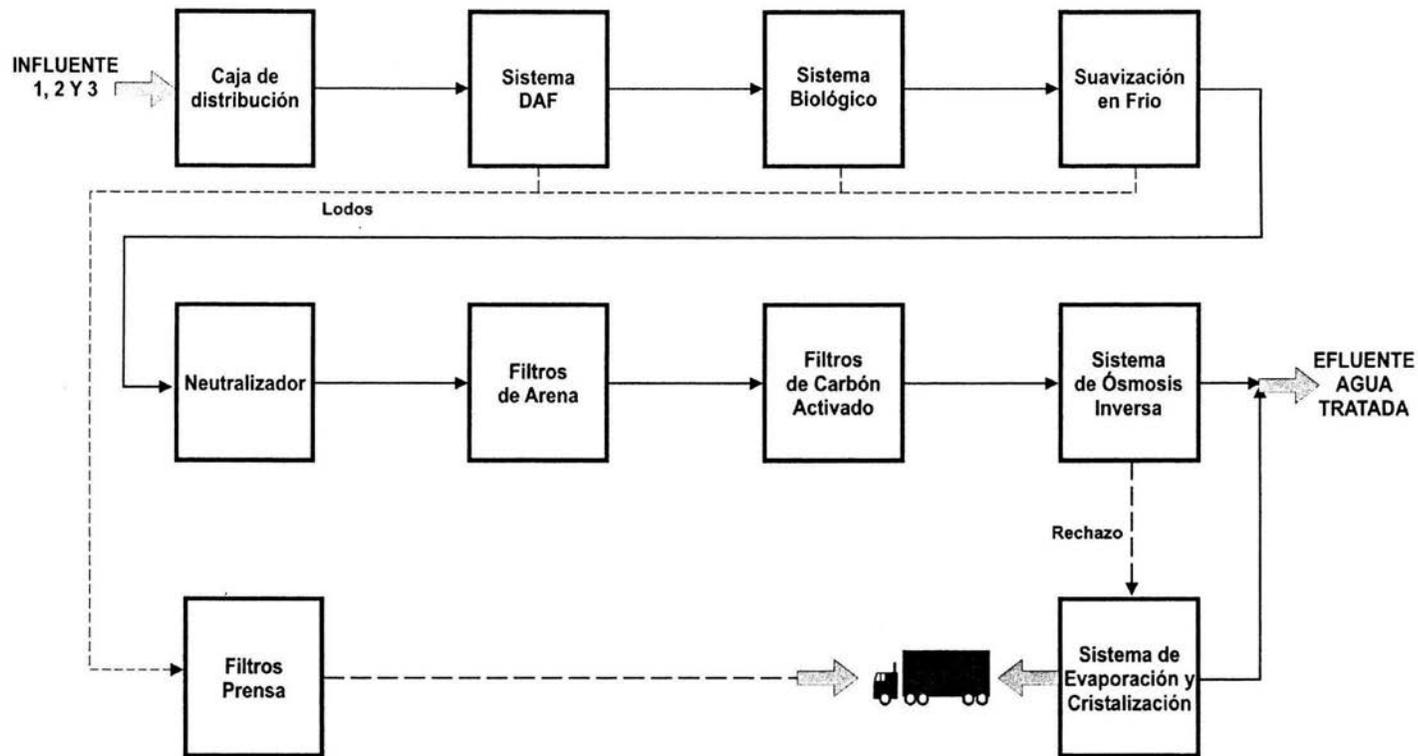


Figura 1. Esquema simplificado del tren de tratamiento de la PTAR.

2.1.1 Cárcamo de bombeo

En este cárcamo se reciben los efluentes que provienen de diversos procesos dentro de la industria y que han sido sujetos a un pretratamiento dentro de la misma. Desde este tanque se bombea el agua hacia el sistema de tratamiento por medio de bombas centrífugas.

2.1.2 Caja de distribución

La caja de distribución recibe tres corrientes desde la instalación industrial (influyente de agua cruda, efluente 1 y efluente 2). En caso de que alguna de las corrientes no cumpla con los parámetros o se reciba un flujo excesivo, se puede restringir o interrumpir el flujo por medio de la válvula de accionamiento manual instalada en cada una de las tres líneas.

Desde la caja de distribución al sistema de Flotación por Aire Disuelto (DAF) el agua se divide en dos corrientes que fluyen por gravedad al tanque de floculación de cada uno de los dos sistemas para remoción de grasas y aceites.

2.1.3 Sistema de Flotación por Aire Disuelto (DAF)

El proceso de flotación es un proceso sólido-líquido ó líquido-líquido que se aplica a las partículas menos densas que el líquido que las contiene.

Con el fin de reducir aún más la densidad de las partículas acelerando la velocidad ascensional de las mismas, utiliza un sistema de flotación del tipo DAF en el cual por medio de agregar aire disuelto al equipo de flotación a través de finas burbujas denominadas microburbujas, se logra incrementar considerablemente la superficie de contacto aire-partícula, acelerando en gran medida la diferencia de densidades con el agua, incrementando por lo tanto la velocidad de ascensión de dichas partículas.

Las microburbujas se producen a través de la técnica conocida de presurización. Estas burbujas se producen manteniendo una solución enriquecida en aire disuelto bajo una presión determinada.

La etapa completa de remoción de grasas y aceites comprende el sistema de flotación, la bomba de recirculación a DAF, el tanque de saturación de DAF y el compresor de aire a DAF.

Parte del efluente sin grasas y aceites del sistema de flotación es recirculado por medio de la bomba de recirculación a DAF al tanque de saturación de DAF en el cual se satura con aire comprimido que llega desde el respectivo compresor de aire a DAF.

El aire saturado disminuye su presión a la presión ambiental produciendo una gran cantidad de burbujas finas. En la superficie externa de dichas burbujas de aire se forma una película de sólido, grasa y aceites los cuales son llevados a la superficie y removidos por la parte superior, mediante una serie de rascadores que son accionados por medio de una tornamesa.

El material sedimentado en el fondo del tanque, es recogido con un sistema de rastras y enviado a almacén de lodos, el flujo de natas, lodos de grasas y aceites se remueven por medio de las líneas de natas y lodos del sistema de flotación. Las corrientes de nata, lodos de grasas y aceites fluyen por gravedad al cárcamo de efluente con grasa. El efluente clarificado es descargado a un cárcamo, en donde parte es recirculado por medio de bombas centrífugas e inyectado al saturador mediante una boquilla formando pequeñísimas gotas englobando el aire en forma de burbujas. El reciclado saturado es inyectado a la cámara de flotación. La porción del agua no recirculada pasa por gravedad a las siguientes etapas del tratamiento.

2.1.4 Tratamiento biológico

El proceso biológico, es del tipo de lodos activados convencional. En la zona de aireación se trabaja en flujo pistón, existiendo una floculación de licor mixto en las proximidades del vertedero de salida.

El reactor biológico está integrado por tres tanques, dos de los cuales (localizados en los extremos) trabajan de forma cíclica funcionando alternadamente como reactores y como sedimentadores, mientras que el tercero (localizado en la parte central) opera de forma continúa.

Los efluentes del sistema de flotación se unen en un punto de tal forma que la alimentación al reactor biológico es mediante una sola línea y desde esta línea se dividen tres líneas hacia cada uno de los tanques. Todos los tanques cuentan con dos agitadores sumergibles. En el tanque central del reactor biológico operan en forma continua, mientras que en los otros dos tanques operan únicamente durante la fase de reacción y se detienen durante la fase de sedimentación.

Los dos tanques que pueden funcionar como reactores y como sedimentadores cuentan con dos aireadores superficiales cuya operación también es alternada dependiendo de la etapa correspondiente (durante la sedimentación salen de operación). El tanque de operación continua cuenta con un aireador superficial cuya operación también es continua. La operación del reactor biológico se divide en tres etapas.

El proceso biológico puede funcionar en etapas alternadas de aeración y de no aeración para crear ambientes aerobios y anóxicos, respectivamente, lo cual podría permitir la nitrificación - desnitrificación, en el cual se adiciona oxígeno necesario para remover la carga orgánica presente y para la nitrificación del agua posteriormente se pasa por una zona anóxica para lograr la desnitrificación.

Sedimentador

Durante esta etapa el tanque actúa como sedimentador, con sus agitadores sumergibles y aireadores superficiales fuera de operación. El tanque opera como reactor, con sus agitadores sumergibles y aireadores superficiales en operación. Desde el sistema de flotación el efluente se alimenta al tanque que está operando, mientras que el efluente pasa por rebose desde el tanque que opera como sedimentador hasta el tanque buffer.

Reactor

Durante esta etapa se invierte el flujo de agua en el reactor biológico. El tanque, que operaba como sedimentador, comienza a operar como reactor. Entran en operación sus agitadores sumergibles y aireadores superficiales y se inicia la alimentación de agua a tratar, mientras que el tanque, que operaba como reactor, comienza a trabajar como sedimentador, dejando de recibir la corriente de agua y saliendo de operación sus agitadores sumergibles y sus aireadores superficiales.

Enjuagues

Al principio del cambio de etapa, el efluente que rebosa desde el tanque que comienza a operar como sedimentador, no cumple con la calidad de sólidos suspendido totales (SST) requerida por lo que comienza la fase de enjuague. La fase de enjuagues tiene una duración aproximada de 5 a 10 minutos. En esta fase se desvía el efluente hacia el tanque de enjuagues. Durante la etapa de descarga del efluente al tanque de enjuagues se impide el flujo del reactor biológico hacia el tanque buffer.

2.1.5 Envío de agua a tratamiento fisicoquímico

Al finalizar la fase de enjuague del reactor biológico, el efluente fluye por gravedad al tanque buffer que recibe también el agua recuperada desde la bomba de enjuagues recuperados a flujo intermitente. Este es bombeado por medio de las bombas de envío a tratamiento fisicoquímico hacia los reactores clarificadores.

2.1.6 Suavización en frío

La suavización del agua se realiza por medio de una descarbonatación en frío. El reactor-clarificador utilizado es del tipo de "contacto de lodos", donde los lodos ya precipitados se vuelven a poner en contacto con lodos que recién se están formando, logrando así que se incremente la velocidad de caída y se reduzca de manera significativa el área necesaria para la clarificación. Para lograr mayor eficiencia en el proceso de suavización, se cuenta con dos bombas de recirculación de lodos.

En el reactor-clarificador, el agua a tratar ingresa en la zona central, aquí se le adiciona al agua el reactivo suavizante (cal), que proporciona alcalinidad adicional (carbonato de sodio) y el coagulante (sulfato de aluminio). La forma como se logra la recirculación de los lodos, es por medio de un agitador ubicado en el centro del reactor. Este agitador tiene dos funciones principales, mezclar los reactivos y recircular los lodos por un efecto de succión. Los lodos sedimentan en una fosa, donde se recolectan para ser extraídos del reactor. El agua clarificada se recolecta en un vertedero periférico, descargándola a un tanque de agua suave, desde donde se alimentará al sistema de neutralización.

2.1.7 Neutralización

El efluente del reactor clarificador fluye por gravedad al tanque de neutralización que se encuentra dividido físicamente en dos secciones, la de recarbonatación y la de bombeo (que

incluye el depósito de agua contra incendio). El agua llega por la sección de recarbonatación y rebosa después a la de bombeo. En la sección de recarbonatación se inyecta CO_2 para la reducción de pH hasta 7.0 a través de un difusor de CO_2 . La homogenización del fluido se obtiene por medio del agitador para neutralización de operación continua.

Desde la sección de bombeo del tanque de neutralización el agua se bombea a la batería de filtros multimedia y filtros de carbón activado a través de las bombas de envío a filtros. Durante la operación normal únicamente operan dos de las tres bombas.

2.1.8 Filtración

Filtros multimedia

Con el fin de retener los sólidos más pequeños que no son retenidos en el reactor-clarificador, el agua pasa por un sistema de filtración con arena. El agua recarbonatada proveniente del tratamiento fisicoquímico pasa al tren de filtro multimedia, el cual contiene 6 unidades operando en paralelo.

Antes de alimentar el efluente a los filtros multimedia se añadirá en línea la solución de polímero de ayuda a filtros a una concentración del 10%. Además, como el efluente que se esta tratando presenta un remanente de carga orgánica después del tratamiento biológico, es necesario incluir en el tratamiento un sistema de adsorción por carbón activado.

Filtros de carbón activado

Debido a la concentración en contaminación orgánica que presenta el efluente a tratar y con el fin de proteger las membranas de ósmosis interna, se tiene un sistema de adsorción con carbón activado. El efluente de los filtros multimedia continúa hasta llegar a las unidades de carbón activado, los cuales operan de forma manual.

2.1.9 Ósmosis inversa (OI)

En esta sección se espera una recuperación del 94% del flujo de alimentación. El restante 6% de flujo, queda con una alta concentración de sales y se envía a la sección de evaporación - cristalización.

Acondicionamiento

Para asegurar una operación correcta de las membranas de ósmosis inversa y evitar la precipitación de sales durante el proceso, se ajusta el pH a un valor ácido de 5, para lo cual se dosifica ácido sulfúrico al agua mediante una bomba, la cual succiona el ácido del tanque. A la corriente acidificada se le agrega anti-incrustante por medio de la bomba, el anti-incrustante se almacena en un tanque. Por último, para complementar el acondicionamiento, se cuenta con el filtro cartucho de ósmosis inversa, diseñado para retener sólidos superiores a 5 micras.

Proceso

Para el proceso de ósmosis inversa se utilizan cinco módulos iguales e independientes que constan de dos etapas y cada etapa de dos pasos.

Los módulos están formados de la siguiente manera:

- Bomba de Alta Presión tipo centrífuga multietapas
- OI primera etapa, primer paso con 19 tubos con 6 membranas por tubo
- OI primera etapa, segundo paso con 6 tubos con 6 membranas por tubo
- Bomba Boster Segunda Etapa tipo centrífuga multietapas
- OI segunda etapa, primer paso con 3 tubos con 6 membranas por tubo
- OI segunda etapa, segundo paso con 1 tubos con 6 membranas por tubo

En la primera etapa se logra recuperar un 85% del agua producto de alta pureza (permeado) respecto a la solución salina alimentada, el permeado del primero y segundo paso de esta primera etapa se mezclan.

El agua con gran contenido de sales (concentrado) pasa a la segunda etapa de ósmosis, en esta segunda etapa se logra completar el 94 % de permeado con relación al flujo de alimentación. Los permeados recuperados del primero y segundo paso de esta etapa también se mezclan, para finalmente mezclarse con el permeado de la primera etapa. El concentrado de los cinco módulos se une y se envía a la sección de evaporación y cristalización.

El permeado obtenido de la sección de ósmosis resulta con un pH ácido de 5, generado por la adición de ácido sulfúrico. Este permeado es introducido posteriormente a la torre descarbonatadora. El permeado descarbonatado de ósmosis se almacena en el tanque de permeado y efluente recuperado y se mezcla con el agua recuperada de la sección de evaporación y cristalización y se envía de regreso a la instalación industrial al sistema de intercambio iónico mediante la bomba.

2.1.10 Evaporación y cristalización

El concentrado de ósmosis inversa pasa a las etapas de evaporación y cristalización para concentrar aún más las sales remanentes, y obtener un efluente acuoso con una muy baja concentración de sales.

En el proceso de evaporación se elimina la sílice presente en el rechazo de ósmosis inversa precipitándola junto con las sales de sulfato de calcio. El resto de sales (cloruro de sodio y sulfato de sodio) que no precipitan a las condiciones de operación del evaporador por ser más solubles, se eliminan en el cristalizador.

El agua de alimentación, una vez acondicionada, se bombea hacia un intercambiador de placas donde se calienta hasta 100°C. La alimentación caliente se envía a un deaerador donde el bióxido de carbono y otros gases son venteados a la atmósfera.

El agua alimentada cae en el fondo del deaerador y luego fluye por gravedad hacia el colector del evaporador para mezclarse con la corriente en recirculación de la salmuera concentrada. La corriente de salmuera es recirculada continuamente mediante bombeo del colector a la parte superior del evaporador, y es distribuida uniformemente dentro de los tubos verticales para la transferencia de calor del evaporador. Al tiempo que va cayendo por los tubos, la salmuera forma una película delgada y es calentada hasta su punto de ebullición. Una parte de esta película se convierte en vapor, el cual fluye dentro de los tubos con la salmuera concentrada hacia el colector del evaporador.

El vapor que se genera es comprimido mediante el compresor de vapor hasta alcanzar una temperatura mayor a la del punto de ebullición, después se introduce en la coraza del evaporador. La diferencia entre la temperatura del vapor y la película de salmuera ocasiona que el vapor transfiera su calor y de esta forma condense en la parte exterior de los tubos y fluya hacia el tanque de destilado. El destilado caliente se mezcla con el condensado proveniente del cristizador y son bombeados hacia el intercambiador de calor donde se aprovecha como medio de calentamiento, de ahí el destilado se envía al tanque de almacén de permeado.

El cristizador está diseñado para concentrar aún más la salmuera que se obtiene en el evaporador. Al purgarse la recirculación de salmuera del evaporador una parte se envía al tanque de alimentación del cristizador.

La salmuera caliente es bombeada por la bomba de recirculación al cristizador y se mezcla con la recirculación de la salmuera concentrada, ambos son bombeados al intercambiador de calor de coraza y tubos para incrementar su temperatura antes de entrar al cristizador. Cuando la salmuera caliente entra al cristizador, éste flashea y una parte se convierte en vapor.

El vapor se recoge en la parte superior del cuerpo del cristizador y entra a la succión del compresor de vapor del cristizador. Este equipo incrementa la presión y temperatura del vapor mediante el proceso de compresión termodinámica y después lo introduce al lado de la coraza del intercambiador de calor. Ahí el vapor cede su calor de vaporización para calentar la salmuera concentrada que está en el lado de los tubos. El condensado es recuperado al tanque de condensado, se bombea al tanque de destilado y finalmente se envía al tanque almacén de permeado.

El agua recuperada de la sección de evaporación y cristalización se une con el permeado de ósmosis y se envía de regreso al sistema de intercambio iónico de la industria. Las sales cristalizadas se envían a disposición final.

2.1.11 Deshidratación de lodos

El área de deshidratación de lodos es común para los lodos inorgánicos que vienen de las secciones de tratamiento en frío así como para los lodos orgánicos del tratamiento biológico. La PTAR cuenta con dos filtros tipo banda, los cuales se utilizan para ambos

tipos de lodo de manera indistinta. Previamente la adición de polímero para su mejor tratamiento.

Los lodos del filtro banda son descargados hacia los contenedores de lodos; posteriormente se envían a disposición final y el agua obtenida en los filtros es recirculada al inicio del tratamiento fisicoquímico.

2.2 Análisis de Calidad del Agua

Durante 8 días consecutivos se realizaron muestreos cada cuatro horas en siete puntos dentro de la PTAR.

Durante los primeros cuatro días (dos muestreos simples en este último día) se realizaron los muestreos de los puntos señalados del 1 al 7, sin embargo, en esos días hubo problemas con las bombas de la instalación industrial que abastecen de agua residual a la PTAR, por lo que el personal realizó cambios en los arreglos de las válvulas y bombas provocando que el tipo de agua que se conduce por las tres líneas de llegada de la PTAR cambiara continuamente.

Por lo anterior se consideró que era mejor para el objetivo del proyecto cambiar dos de los puntos de muestreo por otros intermedios en el tren de tratamiento de la PTAR. Se suspendió el muestreo en los puntos denominados Influyente 2 (punto 2) y Influyente 3 (punto 3). El cuarto día se iniciaron los muestreos en los dos nuevos puntos denominados: Efluente de DAF-entrada a biológico (punto 8) y uno en la salida de recarbonatación (punto 9). La localización y descripción de cada uno de los puntos de muestreo se presenta en la Tabla 1.

Con las muestras simples colectadas cada cuatro horas se preparó una muestra compuesta para la determinación de análisis fisicoquímicos. Para el análisis de grasas y aceites (G y A) se colectaron por separado muestras simples en frascos de vidrio de boca ancha. Para la cuantificación de coliformes se colectaron muestras simples en contenedores estériles.

Las muestras colectadas en los 7 diferentes puntos de muestreo seleccionados, fueron enviadas oportunamente por mensajería a las instalaciones del laboratorio subcontratado por la UNAM (acreditado ante la EMA y la CNA), para efectuar los análisis fisicoquímicos previstos. Los resultados obtenidos se encuentran reportados en la carpeta correspondiente de Resultados de análisis fisicoquímicos. Los promedios de los resultados obtenidos para el influente y efluente se encuentran en las Tablas 2 y 3, respectivamente.

Tabla 1. Localización y descripción de los puntos de muestreo

No.	Nombre	Descripción
1.	Influente 1 a la caja de distribución	Válvula localizada en la tubería de entrada a la caja de distribución
2.	Influente 2 a la caja de distribución	Válvula localizada en la tubería de entrada a la caja de distribución
3.	Influente 3 a la caja de distribución (agua cruda)	Válvula localizada en la tubería de entrada a la caja de distribución
4.	Entrada a DAF (efluente de la caja de distribución)	La muestra se colecta de la corriente que sale de la caja de mezclado a la de adición de polímero
5.	Salida de Tratamiento Biológico (Influente a tratamiento físicoquímico)	Canaleta de salida del efluente tratado del tanque biológico que se encuentra en fase de sedimentación
6.	Carga a Ósmosis Inversa	Válvula localizada en la tubería de envío a Ósmosis Inversa
7.	Efluente de la PTAR	Válvula conectada en la descarga de las bombas de envío a la industria
8.	Entrada a Biológico (Efluente del DAF)	Válvula localizada en la tubería de entrada al sistema biológico a un costado del tanque
9.	Salida Recarbonatación (Influente del sistema de filtración)	Válvula conectada en la descarga de las bombas de envío a la batería de filtros multimedia y filtros de carbón activado

2.2.1 Influyente de agua residual proveniente de la instalación industrial

Durante la campaña de muestreo, se registró un flujo promedio de 92 L/s, de acuerdo a lo anterior, incumple las condiciones de diseño al encontrarse 13 L/s por debajo del valor de especificación (105 L/s).

Comparando las características de cada una de estas corrientes con las especificaciones de diseño (con excepción del flujo), se encuentra que, el valor de sulfuros del influente de agua residual (promedio ponderado) incumple el diseño con un exceso de 4mg/L.

La corriente Influyente 1 es la que contribuye principalmente al aporte de sulfuros por lo que se deben realizar las acciones pertinentes para su disminución.

2.2.2 Influyente 3 de agua cruda

El flujo de la corriente proveniente del Efluente 2 (42 L/s \pm 1) está por arriba del flujo nominal por 7 L/s, esto concuerda con los históricos de la PTAR y confirma la recomendación a de la instalación industrial de enviar una menor cantidad de agua cruda y más agua residual.

En cuanto a la calidad de este influente, se observa que de los 24 parámetros establecidos, los que incumplieron por exceso son: N-NH₃ (en 1 mg/L), DBO (en 1 mg/L) y DQO (en 10 mg/L).

Tabla 2. Especificaciones de diseño para el tren de tratamiento instalado

PARÁMETROS		INFLUENTE 1 Y 2	INFLUENTE 3	EFLUENTE TRATADO
FLUJO NOMINAL	L/s	105	35	133
FLUJO MÍNIMO	L/s	105	10	109
FLUJO MÁXIMO	L/s	105	49	146
DUREZA DE CALCIO	mg CaCO ₃ /L	560	200-300	120
DUREZA DE MAGNESIO	mg CaCO ₃ /L	300	80-180	60
SODIO	mg/L	1000	100-175	60
BICARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	240	140-170	98
CARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	100	20-30	15
CLORUROS	mg/L	560	85-130	53
SULFATOS	mg/L	960	140-300	75
DUREZA TOTAL	mg CaCO ₃ /L	850	280-480	180
ALCALINIDAD TOTAL	mg CaCO ₃ /L	340	160-200	0
SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS, STD	mg/L	2156	500-822	255-300
SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES, SST	mg/L	30	19	0
SÍLICE	mg/L	45	13	12
FENOLES	mg/L	6	0	NE
N-NH ₃	mg/L	21	0	0.04
COLIFORMES FECALES	NMP/100mL	40,000	NE	0
CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA	μmhos/cm	2,800	NE	600-800
S.A.A.M	mg/L	82	NE	0
D.B.O. Tot	mg/L	85	2	15
D.Q.O. Tot	mg/L	470	40	45
GRASAS Y ACEITES	mg/L	70	0	0
pH		6-9	8.3	6.8
SULFUROS	mg/L	30	NE	0.5
FOSFATOS	mg/L	30	NE	0.5
TEMPERATURA	°C	32-38	Ambiente	28

NE: No especificado.

Tabla 3. Especificaciones de remoción de contaminantes para el sistema tren de tratamiento instalado

PARAMETROS		INFLUENTE MEZCLADO*			REMOCIÓN ESPERADA*			% DE REMOCIÓN*		
FLUJO	L/s	NOM 140	MIN 115	MAX 154	NOM 140	MIN 115	MAX 154	NOM 140	MIN 115	MAX 154
DUREZA DE CALCIO	mg CaCO ₃ /L	495.00	537.39	477.27	375.00	417.39	357.27	75.76	77.67	74.86
DUREZA DE MAGNESIO	mg CaCO ₃ /L	270.00	289.57	261.82	210.00	229.57	201.82	77.78	79.28	77.08
SODIO	mg/L	793.75	928.26	737.50	733.75	868.26	677.50	92.44	93.54	91.86
BICARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	222.50	233.91	217.73	124.50	135.91	119.73	55.96	58.10	54.99
CARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	82.50	93.91	77.73	67.50	78.91	62.73	81.82	84.03	80.70
CLORUROS	mg/L	452.50	522.61	423.18	399.50	469.61	370.18	88.29	89.86	87.48
SULFATOS	mg/L	795.00	902.61	750.00	720.00	827.61	675.00	90.57	91.69	90.00
DUREZA TOTAL	mg CaCO ₃ /L	757.50	817.83	732.27	577.50	637.83	552.27	76.24	77.99	75.42
ALCALINIDAD TOTAL	mg CaCO ₃ /L	305.00	327.83	295.45	305.00	327.83	295.45	100.00	100.00	100.00
SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS, STD	mg/L	1822.50	2040.00	1731.55	1522.50	1740.00	1431.55	83.54	85.29	82.67
SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES, SST	mg/L	27.25	29.04	26.50	27.25	29.04	26.50	100.00	100.00	100.00
SÍLICE	mg/L	38.25	42.65	36.41	26.25	30.65	24.41	68.63	71.87	67.04
FENOLES	mg/L	4.50	5.48	4.09	NA	NA	NA	NA	NA	NA
N-NH ₃	mg/L	15.75	19.17	14.32	15.71	19.13	14.28	99.75	99.79	99.72
COLIFORMES FECALES	NMP/100mL	NA	NA	NA	NA	NA	NA	100	100	100
CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA	µmhos/cm	NE	NE	NE	NA	NA	NA	NA	NA	NA
S.A.A.M	mg/L	NE	NE	NE	NA	NA	NA	100	100	100
D.B.O. Tot	mg/L	64.25	77.78	58.59	49.25	62.78	43.59	76.65	80.72	74.40
D.Q.O. Tot	mg/L	362.50	432.61	333.18	317.50	387.61	288.18	87.59	89.60	86.49
GRASAS Y ACEITES	mg/L	52.50	63.91	47.73	52.50	63.91	47.73	100.00	100.00	100.00
pH		8.83	8.94	8.78	2.03	2.14	1.98	22.95	23.93	22.53
SULFUROS	mg/L	NE	NE	NE	NA	NA	NA	NA	NA	NA
FOSFATOS	mg/L	NE	NE	NE	NA	NA	NA	NA	NA	NA
TEMPERATURA	°C	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA

* Se refieren al promedio ponderado de las corrientes especificadas de diseño.

NA: No aplica, NE: No especificado.

Tabla 4. Comparación de las especificaciones de diseño del influente con los resultados obtenidos por el laboratorio acreditado

PARÁMETRO	UNIDADES	DISEÑO			LABORATORIO ACREDITADO					
		INFLUENTE 1 Y 2	INFLUENTE 3	AGUA RESIDUAL (PROMEDIO PONDERADO)	INFLUENTE 1		INFLUENTE 2		INFLUENTE 3	
					Promedio ± D.E		Promedio ± D.E		Promedio ± D.E	
FLUJO NOMINAL	L/s	105	35	92	78	7	14	0	43	1
DUREZA DE CALCIO	mg CaCO ₃ /L	560	200-300	219	216	43	234	5	172	3
DUREZA DE MAGNESIO	mg CaCO ₃ /L	300	80-180	118	114	33	138	15	85	1.2
SODIO	mg/L	1000	100-175	173	165	69	217	16	59	11
BICARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	240	140-170	118	117	51	128	13	138	6
CARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	100	20-30	NSD	NSD	NSD	NSD	NSD	NSD	NSD
CLORUROS	mg/L	560	85-130	0	0	0	0	0	0	0
SULFATOS	mg/L	960	140-300	325	312	69	394	10	128	28
DUREZA TOTAL	mg CaCO ₃ /L	850	280-480	337	330	75	372	10	257	4
ALCALINIDAD TOTAL	mg CaCO ₃ /L	340	160-200	130	131	35	128	13	138	6
STD	mg/L	2156	500-822	936	901	264	1136	48	478	40
SST	mg/L	30	19	30	29	15	23	4	19	1
SÍLICE	mg/L	45	18	13	13	2	14	0	12	3
FENOLES	mg/L	6	0	2	2	1	2	0	0	0
N-NH ₃	mg/L	21	0	6	6	5	6	3	1	1
COLIFORMES FECALES	NMP/100mL	40000	NE	1859	2123	733	350	156	277	300
CONDUCTIVIDAD	µmhos/cm	2800	NE	1414	1377	360	1625	134	755	35
S.A.A.M	mg/L	82	NE	1	1	0	1	0	0	0
D.B.O. Tot	mg/L	85	2	58	57	27	63	8	4	4
D.Q.O. Tot	mg/L	470	40	216	212	41	238	14	29	29
GRASAS Y ACEITES	mg/L	70	0	35	36	15	29	6	NSD	NSD
pH		6-9	8.3	7	7.0	0.3	7.3	0.1	7.7	0.0
SULFUROS	mg/L	30	NE	NE	NE	NE	NE	NE	NE	NE
FOSFATOS	mg/L	30	NE	1	1	0	1	0	NSD	NSD
TEMPERATURA	°C	32-38	AMB	30	30	2	30	0	26	0.2

NSD = No se Detecta o Contiene Menos del Límite de Detección, NE = No Especificado, Mejor Calidad que la de diseño, **No Cumple**

2.2.3 Efluente de retorno a la industria

En el muestreo realizado por el laboratorio acreditado, el flujo del efluente de agua tratada a la instalación industrial (127 ± 8 L/s) fue menor al flujo nominal en un promedio de 6 L/s y de 18 L/s superior al flujo mínimo de diseño.

Tabla 5. Comparación de las especificaciones de diseño del efluente con los resultados obtenidos por el laboratorio acreditado

PARÁMETRO	UNIDADES	ESPECIFICACIONES DE DISEÑO		LABORATORIO ACREDITADO		
		EFLUENTE AGUA TRATADA		EFLUENTE AGUA TRATADA		
		NOMINAL	PORCIENTO DE REMOCIÓN	Promedio \pm D.E		PORCIENTO DE REM
FLUJO NOMINAL	L/s	133	NA	127	8	NA
DUREZA DE CALCIO	mg CaCO ₃ /L	120	75.76	0	1	100%
DUREZA DE MAGNESIO	mg CaCO ₃ /L	60	77.78	6	2	94%
SODIO	mg/L	60	92.44	29	4	79%
BICARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	98	55.96	10	5	92%
CARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	15	81.82	NSD	NSD	100%
CLORUROS	mg/L	53	88.29	NSD	NSD	100%
SULFATOS	mg/L	75	90.57	17	2	94%
DUREZA TOTAL	mg CaCO ₃ /L	180	76.24	6	2	98%
ALCALINIDAD TOTAL	mg CaCO ₃ /L	0	100	10	5	92%
STD	mg/L	255-300	83.54	92	20	88%
SST	mg/L	0	100	8	15	70%
SÍLICE	mg/L	12	68.63	0	0	100%
FENOLES	mg/L	NE	NE	0	0	100%
N-NH ₃	mg/L	0.04	99.75	0.16	0.28	96%
COLIFORMES FECALES	NMP/100mL	0	100	1033	1279	24%
CONDUCTIVIDAD	μmhos/cm	600-800	NE	183	34	85%
S.A.A.M	mg/L	0	100	0.07	0	90%
D.B.O. Tot	mg/L	15	76.65	1	1	98%
D.Q.O. Tot	mg/L	45	87.59	NSD	NSD	100%
GRASAS Y ACEITES	mg/L	0	100	2	3	92%
pH		6.80	22.95	7.69	0.33	0%
SULFUROS	mg/L	0.50	NE	NE	NE	NE
FOSFATOS	mg/L	0.50	NE	NSD	NSD	100%
TEMPERATURA	°C	28	NE	30	1	NA

NSD = No se Detecta o Contiene Menos del Limite de Detección, NA = No Aplica, NE = No Especificado, Mejor Calidad que la de diseño, **No Cumple**

De los parámetros monitoreados por el laboratorio acreditado del efluente de agua tratada, 9 de ellos incumplen el diseño por exceso, estos parámetros son: alcalinidad (en 10 mg/L), SST (en 8 mg/L), N-NH₃ (en 0.12 mg/L), coliformes fecales (en 1033 NMP/100mL), SAAM (en 0.7 mg/L), grasas y aceites (en 2 mg/L), pH (en 7.69 unidades de pH), sulfuros (con 23.04 mg/L) y temperatura (en 2°C). De ellos destacan la alcalinidad, los coliformes fecales y sulfuros. Tanto los históricos de la instalación industrial, de la PTAR como los resultados obtenidos por el laboratorio acreditado concuerdan en que el efluente incumple el parámetro de alcalinidad. En la Figura 2 se observa que solamente el primer día de muestreo el efluente cumplió con la especificación de diseño, esto es indicativo de la falta de control en la operación.

3. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

El contenido de este capítulo consta de los temas principales de utilidad que fueron consultados para la realización del proyecto, se presentan los aspectos teóricos de cada una de las etapas dentro de la PTAR para la obtención del agua tratada.

3.1 Introducción al Tratamiento de Aguas Residuales

El objetivo primordial del tratamiento de aguas residuales consiste en eliminar o modificar los contaminantes perjudiciales para la salud humana o el entorno acuático, terrestre o aéreo. La descarga en terrenos, la evaporación en estanques y la inyección en pozos profundos son opciones ocasionales, pero por lo común las únicas salidas prácticas para deshacerse de aguas residuales tratadas (o sin tratamiento) son los arroyos, ríos, lagos y océanos. Para proteger estos recursos hidráulicos se debe controlar la descarga de contaminantes en los mismos. Normalmente es necesario un tratamiento secundario para satisfacer estos requisitos.

Cuando las aguas receptoras tienen una capacidad asimilativa limitada, contienen nutrientes en exceso, proveen un uso indispensable del agua o sustentan vida acuática valiosa, entonces se hacen necesarios requisitos más estrictos respecto a los efluentes. Este tipo de situaciones demandan investigaciones detalladas para evaluar la necesidad de un tratamiento adicional de las aguas residuales. Los contaminantes en suspensión, coloidales y disueltos (orgánicos e inorgánicos) en las aguas residuales se pueden separar físicamente, transformarse por medios biológicos o someterse a modificaciones químicas. (Henry y Heinke, 1999)

Los contaminantes en general se eliminan de las aguas residuales en orden de dificultad creciente. Primero se retienen trapos, palos y diversos objetos grandes en tamices burdos (con espacios de 100 a 150 mm) cuando es necesario para proteger bombas pequeñas. Después se separa la arenilla, que es un material que desgasta los equipos, ocupa espacio y se sedimenta, en tanques o cámaras desarenadoras. En este punto la mayor parte de los sólidos pequeños todavía están en suspensión y la parte sedimentable de los mismos (alrededor del 50%) se puede separar y concentrar en los tanques primarios de sedimentación por gravedad. Los sólidos concentrados, llamados lodos crudos, se bombean a un digestor anaerobio para su descomposición biológica y el efluente del tanque primario clarificado fluye hacia las unidades de tratamiento secundario. Éstas se componen de: (1) una sección de oxidación con microorganismos, los cuales luego convierten las sustancias orgánicas en CO_2 y H_2O , y (2) un tanque de sedimentación final por gravedad en donde los microorganismos se sedimentan. Una porción de estos lodos biológicos concentrados se devuelve para "resembrar" la sección de oxidación, pero la mayor parte pasa al digestor anaerobio después de un espesamiento adicional. La última etapa del tratamiento de aguas residuales es la desinfección del efluente de la planta antes de que se descargue en las aguas receptoras. (Metcalf y Eddy, 1996)

Muchos de los procesos que se aplican al tratamiento del agua también se utilizan en el tratamiento de aguas residuales, modificados de manera apropiada a fin de eliminar cantidades mayores de contaminantes. (Metcalf y Eddy, 1996).

3.2 Sistema de Flotación por Aire Disuelto (DAF)

El DAF fue aplicado por primera vez en la preparación del orégano, así como también en la industria de proceso a finales del siglo XIX. Fue usado, además de recobrar el orégano, para la explotación de valiosas materias primas de suspensiones acuosas para su comercialización. Las partículas las cuales fueron removidas del agua por una DAF en estas aplicaciones eran de gran valor comercial y el objetivo era recobrarlas de la manera más efectiva posible. Las eficiencias de estas aplicaciones se expresaban como tasa de partículas recobradas del agua y la concentración de dicho extracto. De menor importancia era si quedaban algunas partículas en el agua después del DAF. En otras palabras, la calidad del agua después del DAF no era muy importante en este caso.

La flotación por aire disuelto fue introducida en el tratamiento de aguas en la década de los veinte. El papel técnico del DAF en el tratamiento de aguas residuales es exactamente el mismo que fue para la preparación del orégano. Pero en vez de recobrar las partículas del agua, el DAF fue usado en el tratamiento de aguas residuales para la purificación del agua por medio de la extracción de las partículas tan efectivamente como era posible. La eficiencia del DAF era entonces expresada como la tasa de reducción de las partículas del agua y la concentración de las partículas que quedaban en el agua después del DAF. De esta forma, la tasa de reducción de partículas o la eficiencia en la remoción (en por ciento) es el interés en el tratamiento de aguas residuales. El mayor interés es la calidad del agua después del DAF.

Los primeros modelos fueron bastante largos, angostos y poco profundos. Usualmente tienen un compartimiento vertical de entrada al principio del tanque el cual es tan ancho como el tanque mismo. El agua a ser tratada por el DAF cae al fondo de la entrada, donde la dispersión del agua también pasa a través de unas pocas boquillas localizadas cerca del fondo del compartimiento. Existen condiciones de flujo turbulento en el compartimiento de entrada donde el agua fluye hacia la superficie. De esta forma, las microburbujas son liberadas dentro del agua cerca del fondo del compartimiento las cuales son mezcladas de manera uniforme dentro del agua a tratar por el DAF. El agua con microburbujas entonces fluye casi horizontalmente en el espacio de flotación de esta clase de DAF, ya que es removido fuera del sistema al final del poco profundo espacio de flotación. (Kiuru, 2001)

Hay una pared sumergida en el primer compartimiento y el agua clarificada es extraída cerca del fondo del tanque. El flujo de agua en el espacio de flotación es normalmente de 2 a 3 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ (o m/h) y en cualquier caso claramente menor a 5 m/h . Hay solamente una pequeña capa de microburbujas debajo de la superficie del agua en el tanque de flotación, ya que el flujo es muy bajo y la dirección del flujo es sólo ligeramente debajo de la horizontal. En muchos casos, no hay una capa de microburbujas al final del tanque. Esto significa que existe una gran porción del tanque (al final) el cual no tienen un uso efectivo.

Es claro que casi no hay efecto de filtración por la capa de microburbujas por el agua a ser tratada por este sistema DAF, el cual puede ser llamado de primera generación de DAF en el tratamiento de aguas residuales. Esto significa que el acoplamiento de las microburbujas y los sólidos toma lugar mayoritariamente en el compartimiento de entrada de los tanques. Sin embargo, cuando se opera el sistema con el flujo apropiado antes mencionado, una gran eficiencia de remoción por sólidos suspendidos puede ser alcanzada. Todavía hay algunos de esta clase de sistemas DAF que son usados para clarificar agua de proceso para la industria de la pulpa y el papel. (Kempeneers et. al., 2001)

3.2.1 Difusión de la tecnología DAF en el tratamiento de aguas residuales durante la década de los 60s y los 70s.

La flotación por aire disuelto fue ampliamente usada para el tratamiento de aguas residuales durante los 60s y 70s en los países escandinavos. La explicación para esto fue que el DAF es una unidad de operación extremadamente eficiente para remover sólidos suspendidos ligeros creados por coagulación y floculación de sustancias húmicas del agua por sales metálicas trivalentes, especialmente cuando se compara con el asentamiento por gravedad, son efectivos aún cuando el agua a tratar es muy fría. Por ejemplo en Finlandia, el DAF casi ha remplazado en su totalidad el asentamiento como operación de clarificación del agua como tratamiento de superficie de agua desde el comienzo de los 70s. (Kempeneers et. al., 2001)

La tecnología del DAF fue desarrollada significativamente durante estas décadas al principio en Suecia y Finlandia. El papel central de la hidráulica en la implementación de un DAF efectivo se empezó a entender paso a paso. El arreglo del proceso general del DAF no cambió al principio, pero se encontró que, cuando un flujo de agua mayor a los 5 m/h era requerido, la geometría de los tanques de flotación cambiaba radicalmente. Los tanques se hicieron marcadamente más anchos y profundos. También la longitud de los tanques disminuyó marcadamente. Se entendió que una estrecha y uniforme cama de microburbujas a través de toda el área del tanque era necesaria, si se quiere una remoción efectiva de los sólidos suspendidos. También hay tanques de flotación circulares que tienen la misma idea hidráulica en donde el compartimiento de entrada está localizado a la mitad de los tanques.

La dirección del flujo del agua en el espacio de flotación era bastante menor de la horizontal hacia el fondo del tanque por el incremento de la profundidad del espacio de flotación. En esto, ahora convencional, los sistemas DAF, el ángulo de flujo hacia abajo desde la horizontal es entre 30 y 45°. De esta forma, el flujo del agua en el espacio de flotación de un tanque DAF puede ser fácilmente incrementado a 5-7 m/h y aun hasta 10 m/h como máximo. Esto da como resultado una cama de microburbujas más estrecha de bajo de la superficie de agua a través del tanque de flotación. Lo delgado o profundo de esta cama de microburbujas puede ser entre 30 y 50 cm en el comienzo del tanque. Decece linealmente a lo largo del tanque, al final es a menudo entre 20 y 10 cm. (Kiuru, 2001)

Es claro que la cama de microburbujas en la parte superior del espacio de flotación tiene un claro impacto en el incremento de la tasa de acoplamiento de las burbujas sobre los sólidos, ya que la mayor parte del agua a ser tratado es forzada a fluir a través de la cama de

burbujas. Esta clase de aplicación del DAF puede ser llamada como la segunda generación o convencional.

Cuando se habla del desarrollo de la tecnología del DAF, probablemente el paso más importante desde un punto de vista de la hidráulica ha sido la invención del filtro de flotación, el cual toma parte a finales de los 60s en Suecia. La idea de esta combinación de la flotación por aire disuelto y la filtración rápida en el mismo tanque está basada en la realización de que la capacidad de demora de la carga hidráulica de un filtro rápido de área es bastante parecida al DAF. Hidráulicamente esta combinación es ideal, resultando en un flujo vertical desde la superficie del agua en el tanque directamente descendente a la cama de filtración cubriendo todo el fondo del espacio de flotación. Toda la superficie de la cama filtrante en el espacio de flotación es usada para permitir la clarificación del agua fuera del espacio de flotación.

La resistencia de flujo de la cama filtrante es tan alta que ésta equipara el flujo del agua uniformemente por todo el espacio de flotación, así que el flujo vertical del agua descendente es exactamente el mismo en cualquier parte del espacio de flotación. Esto significa que existe una cama de microburbujas bastante gruesa en la parte superior del tanque teniendo una superficie perfectamente horizontal. Si la altura del espacio de flotación arriba de la cama filtrante es lo suficientemente grande, el flujo del agua en el DAF así como también en la filtración puede ser fácilmente de 10 a 15 m/h, lo que significa que el espesor de la cama de microburbujas es de 80 a 120 cm. Hay una clara cama profunda de microburbujas en la parte superior del espacio de flotación y el agua es forzada a fluir a través de ese filtro de microburbujas. El papel de este filtro de microburbujas en la remoción de sólidos es probablemente mucho mayor que el mezclado de microburbujas con el agua a ser tratada en el compartimiento de entrada del tanque.

El flujo del agua en el filtro de flotación puede ser al menos de 20 a 25 m/h, pero usualmente un baja capacidad de carga y demora de un filtro normal de arena para sólidos suspendidos limita el flujo, así que no puede ser mayor a 15 m/h sin causar un rápido crecimiento en la pérdida de la cabeza de filtro. Esto significa que la flotación toma lugar claramente en el condiciones de flujo laminar. (Amato et al., 2001)

3.2.2 Desarrollo de la tecnología de alta velocidad con condiciones de flujo turbulento

Es más que probable que el principio de trabajo hidráulico de los filtros de flotación han sido explotados, cuando la tercera generación de los sistemas DAF fue desarrollado durante los 90s. Con este objetivo, se ha incrementado la velocidad de flujo de las unidades DAF sobre el cual es posible en la práctica al usar los filtros de flotación. Esto ha tenido una consecuencia mesurada en la sustitución del filtro de arena por algunas estructuras mecánicas las cuales son capaces de controlar el flujo del agua en el espacio de flotación así como también lo que el filtro puede hacer, pero esto no tiene el problema de obstrucción que un filtro convencional tiene. (Kiuru, 2001)

Se cree, hasta ahora, que la flotación puede ser operada solamente en condiciones de flujo laminar. Diciendo esto, la velocidad de flujo máximo puede ser como máximo cerca de los 25 m/h en el espacio de flotación de un sistema DAF, si se controlan los aspectos hidráulicos. Es bien sabido que, cuando la velocidad de flujo de agua excede este nivel de velocidad, las condiciones de flujo inevitablemente cambiarán de laminar a turbulento. La tarea se ha resuelto para controlar el flujo de agua en condiciones de flujo turbulento, así que el fenómeno de flotación podría tomar lugar apropiadamente. En otras palabras, el problema es como todas las microburbujas pueden seguramente emerger libremente a la superficie del agua en el espacio de flotación, en el cual el agua tratada fluye con una alta velocidad desde la superficie hacia el fondo del espacio causando mucha turbulencia en el espacio de flotación.

Cuando la velocidad de flujo pueda ser de 25 a 40 m/h o aún más, es claro que la geometría del tanque de flotación debe ser escogida de acuerdo con el requerimiento hidráulico. La dirección natural del flujo del agua en este caso es verticalmente hacia abajo desde la superficie libre del agua directamente al fondo del tanque de flotación. Este es el por qué la horizontal de la sección transversal del espacio de flotación es un cuadrado y el compartimiento de entrada está localizado a un lado del cuadrado del espacio de flotación. Tomando en cuenta que la velocidad de flujo a ser tratado por el DAF significa que la profundidad del espacio de flotación debería ser lo suficientemente grande, ya que las microburbujas deberán ser conducidas más profundamente, entre más alta sea la velocidad de flujo de agua en el espacio son más pequeñas las microburbujas. (Kiuru, 2001)

En este caso el diámetro de las burbujas es de 40 a 70 μm . La profundidad del espacio de flotación es 2.5 a 3.5 m y la profundidad del tanque es 3.0 a 4.0 m en forma acorde. Esto significa que las paredes iguales del espacio de flotación son más cortas que su altura. Hay un delgado y consistente plato horizontal entre el espacio de flotación y cerca de 0.5 m de altura desde el fondo del tanque. Hay orificios redondos de diferentes tamaños por todo el plato. La configuración del plato con estos orificios es el mayor secreto de esta aplicación de flotación turbulenta la cual ha sido protegida por patentes finlandesas, europeas y de los Estados Unidos.

El papel de este plato perforado es controlar el flujo del agua en el espacio de flotación y distribuirlo uniformemente a través de la horizontal de la sección transversal de ese espacio, a pesar de las condiciones de flujo turbulento ahí. Habiendo visto este trabajo de flotación turbulenta de una unidad piloto así como también en una unidad a escala completa, parece ser completamente claro que la flotación por aire disuelto puede ser operado en condiciones de flujo turbulento también. El grosor o profundidad de la cama de microburbujas puede ser, dependiendo de la velocidad de flujo, de 1.5 a 2.5 m. Es también claro que esta realmente profunda cama de microburbujas juega un papel mayor entre la adición a las burbujas de los sólidos suspendidos y la remoción de sólidos suspendidos del agua.

La superficie inferior de la cama de microburbujas es completamente horizontal, la cual muestra que la hidráulica de esta flotación turbulenta es controlada apropiadamente. El agua clarificada debajo de la cama de microburbujas es muy clara mostrando una muy buena eficiencia de remoción de sólidos. El agua a ser tratada por el DAF es forzada a fluir uniformemente hacia abajo a través de la cama de microburbujas la cual es regenerada

continuamente. El flujo turbulento del agua puede ser vista fácilmente, cuando se mira en una unidad piloto teniendo una pared transparente para la observación del fenómeno de la flotación. (Ferguson et al., 1995).

3.2.3 Desarrollo posterior de la tecnología del DAF

Cuando se considera un desarrollo posterior de la tecnología del DAF, tomando en cuenta que es bastante claro que la flotación por aire disuelto puede ser operado como una unidad de operación controlada también en condiciones de flujo turbulento, la pregunta más interesante es: ¿cómo este método de clarificación de tratamiento de agua puede ser optimizado? Parece ser claro que la eficiencia de remoción del DAF de sólidos suspendidos no será reducida, cuando la capacidad hidráulica disminuye –por ejemplo si la velocidad de flujo es incrementada. Desde este punto de vista puede pensarse que el volumen del tanque necesario para la flotación por aire disuelto puede más adelante disminuir al incrementar la velocidad de flujo de agua y la profundidad del tanque de flotación.

Desde el punto de vista práctico se puede decir que el factor limitante es el aumento de velocidad de las microburbujas en el espacio de flotación el cual depende de la velocidad de flujo del agua. Cuando esto es incrementado en una unidad DAF constantemente, habrá como situación última, cuando las burbujas son conducidas tan profundamente a un nivel en la unidad que ellas empezarán a escapar de la unidad con el agua que se le permite salir. En este sentido, la eficiencia de remoción de sólidos suspendidos podría ser reducida rápidamente. (Kiuru, 2001)

El aumento de velocidad real de las microburbujas en el agua que fluye verticalmente hacia abajo es dependiente de su tamaño. Siempre hay alguna distribución de tamaños específicos de las microburbujas dependiendo de la solución técnica usada para la liberación del aire disuelto como burbujas o inyección de aire gas en el agua a ser tratado por el DAF. Cuando se tiene un equipo de dispersión avanzada en uso, el diámetro de burbujas es siempre menor de 100 μm . Esto significa que se está utilizando burbujas las cuales son realmente microburbujas. Es a menudo reportado que el tamaño de distribución de burbujas es de 40 a 70 μm o aún 40 a 60 μm .

En teoría, la optimización del DAF es un arreglo entre la velocidad de flujo de agua y el tamaño de microburbujas. Aunque, en la práctica, si se dice que el tamaño mínimo razonable es de 40 a 60 μm , parecer ser claro que la velocidad de flujo del agua será de 30 a 40 m/h, cuando no se quiere tener profundidad extra en los tanques de flotación (más de 5m). En condiciones de laboratorio, se pueden construir tanques de flotación aún más profundos para velocidades de flujo de agua hasta 60 m/h o aún mayor que eso y usar un tamaño de burbuja menor a 40 μm , si eso vale la pena ser investigado.

3.2.4 Coagulación y floculación

La coagulación es la desestabilización de partículas coloidales. Las partículas están esencialmente cubiertas con una capa química pegajosa que les permite flocular (aglomerarse) y asientan en un periodo razonable de tiempo. La coagulación de las aguas

para ayudar su clarificación se ha practicado desde tiempos antiguos. Muchas naturalmente se produce en compuestos del almidón al hierro y las sales de aluminio pueden completar la coagulación. Además, polímeros sintéticos catiónicos, aniónicos, y no iónicos son coagulantes muy efectivos pero son usualmente los más costosos que los compuestos naturales. (Droste, 1997)

La coagulación y la floculación son usadas ambas en el proceso de tratamiento de agua y aguas residuales. En el tratamiento de agua este es de costo usualmente efectivo para la aplicación de la coagulación y la floculación para remover coloides y pequeñas partículas que se asientan lentamente. La coagulación-floculación puede también aplicarse en el mejoramiento de la remoción de sólidos altamente concentrados en aguas naturales que contengan cantidades significativas de sólidos sedimentables. Comúnmente, la presedimentación sin la adición de un coagulante o un filtro rugoso es usado para remover altas concentraciones de sólidos sedimentables antes de la coagulación-floculación-sedimentación.

El proceso de tratamiento biológico de aguas residuales produce microorganismos que naturalmente flocula por sí mismos y otras materias suspendidas, aunque puede ser necesario añadir agentes coagulantes para ayudar su floculación cuando hay un pobre desempeño. Los coagulantes también son añadidos continuamente para remoción de nutrientes. Los procesos de tratamiento físico-químico de aguas residuales confían en la coagulación-floculación para la remoción de materia suspendida.

El potencial de un agente para coagular en agua está relacionada con su carga. El tamaño de polímeros sintéticos también es un factor importante. La siguiente tabla enlista el poder coagulante relativo en varias sales comunes.

Tabla 6. Poder relativo de coagulación de algunos agentes coagulantes (Droste, 1997)

Electrolito	Poder relativo de coagulación	
	Coloides Positivos	Coloides Negativos
NaCl	1	1
Na ₂ SO ₄	30	1
Na ₃ PO ₄	1000	1
BaCl ₂	1	30
MgSO ₄	30	30
AlCl ₃	1	1000
Al ₂ (SO ₄) ₃ ^a	30	>1000
FeCl ₃	1	1000
Fe ₂ (SO ₄) ₃ ^a	30	>1000

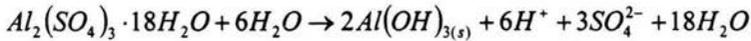
^aLos agentes coagulantes más comunes

La magnitud de la efectividad de coagulación se incrementa un poco más de un orden de magnitud cuando la carga del ion se incrementa en uno. Este es una afirmación de la regla de Schultze - Hardy basada en el trabajo de estos dos investigadores en 1882 y 1900, respectivamente.

Los coagulantes más comunes son la alúmina (sulfato de aluminio) y sales de hierro, siendo la alúmina el agente más extensamente usado. Las características multivalentes de estos cationes los atrae fuertemente a partículas coloidales cargadas y su insolubilidad relativa asegura su remoción en un alto grado.

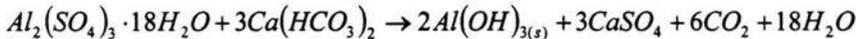
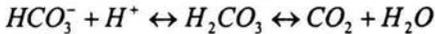
Las reacciones típicas del aluminio y de las sales de hierro en agua se muestran en las siguientes reacciones (Droste 1997):

1. Alúmina



Con un incremento en H^+ , el pH es abatido y no se forma más $Al(OH)_3$.

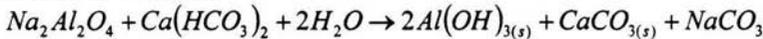
Si alcalinidad natural se presenta entonces,



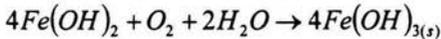
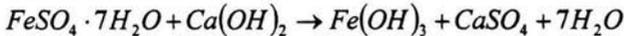
Si la alcalinidad natural es insuficiente, entonces cal o sosa cáustica puede ser añadida.



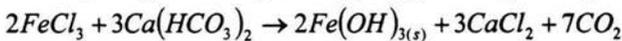
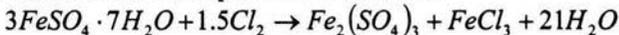
2. Aluminato de sodio



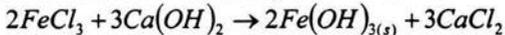
3. Sulfato ferroso



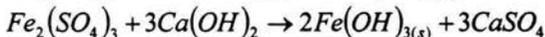
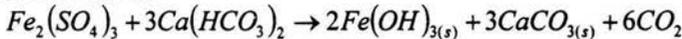
4. Sulfato de hierro heptahidratado clorado



Esta reacción toma lugar si la alcalinidad natural está presente en cantidad suficiente. De otra forma, si se añade cal:



5. Sulfato férrico



Estas sales consumen alcalinidad, las cuales pueden necesitar la adición de un agente alcalino. La cal es usualmente la fuente menos cara de alcalinidad. El pH en la coagulación es crítica. Las sales férricas trabajan mejor en un intervalo de pH de 4.5 a 5.5, mientras que las sales de aluminio son más efectivas alrededor del intervalo de pH de 5.5 a 6.3. Estos valores de pH debe ser alcanzados antes de que el coagulante sea añadido. Si es necesario, el pH debe ser ajustado con ácido o álcalis. Nótese que la alúmina y algunas sales de hierro

son sustituidas por sus estados hidratados. La alúmina seca es hidratada con 14.3 a 18 moléculas de agua $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 14.3H_2O$ ó $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O]$.

La temperatura ejerce un efecto en la eficiencia de la coagulación y floculación. Las sales metálicas tienen como productos hidróxidos precipitados, los cuales lógicamente llevan a la suposición de que el pOH es un factor importante en la química del proceso, como se muestra en la tabla anterior. La temperatura afecta la constante de equilibrio del agua, por lo tanto manteniendo el mismo pH en todas las temperaturas resultará una variación de pOHs. Para ambas, sales de hierro y aluminio, Hanson y Cleasby (1990) encontraron que a pOH constante sobre el intervalo de temperatura de 5 a 20°C produce los mejores resultados coagulación-floculación.

El uso de sales de aluminio como coagulantes puede incrementar la concentración de Al en el agua de producto. Letterman y Driscoll (1988) encuestaron 91 plantas en Norteamérica que usaban alúmina y encontraron que el 75% de las plantas producen agua con 210 µg/L o menos del total de Al, el 50vo valor porcentual fue 90 µg/L. Los resultados de esta encuesta fueron concordantes con una encuesta anterior (Millar et al., 1984). Altas concentraciones de Al en agua cruda fueron asociados con altas concentraciones de Al residual. La remoción efectiva de materia particulada por filtración minimiza las concentraciones residuales de Al. El estudio de Letterman y Driscoll's encontraron que la cal utilizada para el ajuste de pH después de la filtración puede ser una importante fuente de Al residual en agua de producto.

Para la filtración en línea de agua fría (temperatura <3°C) con turbiedad menor a 2 NTU, el cloruro férrico remueve la turbiedad con mayor efectividad que la alúmina mol a mol en iones metálicos básicos. (Haarhoff y Cleasby, 1988)

Los precipitados metálicos son a menudo coloidales. El tratamiento convencional de desechos de acabados metálicos involucran la adición de una base para precipitar metales como hidróxidos. Coagulantes tales como las sales de hierro son a menudo añadidos para mejorar la separación sólido-líquido, con cualquier beneficio posterior de la absorción de contaminantes del hidróxido de hierro. Los beneficios de hidróxido de hierro están directamente relacionados con su concentración (Edwards y Benjamín, 1989). En general, Edwards y Benjamín (1989) encontraron que el hidróxido de hierro remueve en igual o más grande porcentaje Cu, Cd, Zn, Cr (III), Ni, y Pb soluble de un desecho a todos los pHs que la adición de bases para formar precipitados de hidróxido de metal. Cr (VI) no se remueve en la presencia o ausencia de hierro. Un intervalo de pH de 8 a 12.5 resulta remociones >98% para todos los metales (excepto Cr(VI)) en presencia de hidróxido de hierro.

Los agentes coagulantes sintéticos están ampliamente disponibles. Se ha encontrado que todos los polímeros catiónicos, aniónicos, y no iónicos proveen excelentes resultados en diferentes situaciones. Estos agentes usualmente son más costosos que la alúmina o las sales de hierro pero con menores dosificaciones. Los polímeros no producen floculos grandes y gelatinosos como su contraparte inorgánica lo hace.

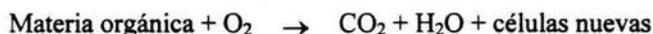
3.3 Tratamiento Biológico

La mayor parte de los componentes orgánicos de las aguas residuales sirven como alimento (sustrato) que proporciona energía para el crecimiento microbiano. Éste es el principio que se utiliza en el tratamiento biológico de los residuos, en donde ciertos microorganismos, principalmente bacterias (con la ayuda de protozoarios), transforman el sustrato orgánico en bióxido de carbono, agua y células nuevas. Los microorganismos pueden ser aerobios (necesitan oxígeno libre), anaerobios (no requieren oxígeno libre) o facultativos (crecen con o sin oxígeno). Los procesos en los cuales los microorganismos utilizan oxígeno combinado (del NO_3 para la desnitrificación, por ejemplo) suelen describirse como anóxicos, no como anaerobios. La población microbiana puede mantenerse en el líquido como crecimiento en suspensión, el cual se designa como sólidos en suspensión en licor mixto (SSLM) o sólidos volátiles en suspensión en licor mixto (SVSLM), o puede estar adherida a algún medio en un proceso de película fija. La rapidez del crecimiento microbiano varía de manera directa con la cantidad de sustrato disponible. En un cultivo discontinuo y cuando el alimento no es limitante la población microbiana, después de un periodo de latencia inicial, crece con rapidez a una velocidad logarítmica. A medida que el alimento desaparece, el crecimiento se retarda hasta que, en un punto determinado se detiene y el número de células que se producen se equilibra con el número de células que mueren. Cuando el sustrato se ha agotado, el número de microorganismos mengua conforme las células viejas se descomponen (se lisan) y liberan sus nutrientes para ser utilizados por microorganismo nuevos. Estas cuatro fases, que se designan como de latencia, de crecimiento logarítmico, de crecimiento menguante y endógena (de auto-oxidación).

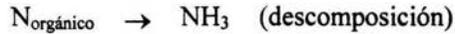
En un proceso biológico continuo, el sistema opera normalmente en un punto determinado de la curva de crecimiento hacia el final de la fase de crecimiento menguante o en la fase endógena, en donde las células utilizan su propio protoplasma para obtener energía. La utilización de la fase de crecimiento logarítmico en el tratamiento de aguas residuales no ha resultado práctico, porque la eliminación del sustrato es incompleta y no se ha encontrado un medio económico para separar la población microbiana del líquido.

3.3.1 Procesos aerobios / anóxicos

En los procesos aerobios (en presencia de oxígeno) las bacterias heterótrofas (las que obtienen carbono de compuestos orgánicos) oxidan alrededor de un tercio de la materia orgánica coloidal y disuelta a productos finales estables ($\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$) y transforman los dos tercios restantes en nuevas células microbianas susceptibles de eliminarse de las aguas residuales por sedimentación. La conservación biológica global se verifica como una secuencia, con la oxidación del material carbonoso como primera etapa:



En condiciones aeróbicas ininterrumpidas, las bacterias autótrofas (las que obtienen carbono de compuestos inorgánicos) convierten entonces el nitrógeno de los compuestos orgánicos en nitratos de acuerdo con las siguientes ecuaciones simplificadas:



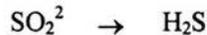
y



No se producen más cambios en los nitratos a menos que el proceso se torne anóxico (esto es, cuando sólo hay oxígeno combinado). En estas condiciones, las bacterias heterótrofas transforman los nitratos en nitrógeno gaseoso inodoro:



En condiciones anóxicas ininterrumpidas, los sulfatos presentes se reducen a sulfuro de hidrógeno gaseoso, de olor característico, de acuerdo con la siguiente ecuación descriptiva:



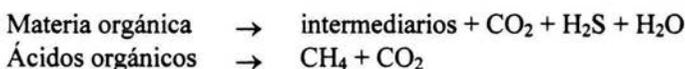
Las reacciones precedentes que se verifican de manera natural se utilizan en diversos procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales. En todos los casos los nutrientes indispensables para el crecimiento bacteriano deben estar presentes en los residuos o se deben adicionar. A diferencia de las aguas residuales municipales, que contienen los ingredientes necesarios, muchos residuos industriales, incluso los que proceden de industrias de pulpa y papel, enlatadoras y procesadoras de carnes, requieren la adición de nitrógeno o fósforo (como sales de amonio o fosfatos) para que se produzca el crecimiento biológico.

Desde que se reconoció la importancia del tratamiento de las aguas residuales, los municipios y las industrias han dependido casi de manera exclusiva de procesos biológicos aerobios, no de los anaerobios, para el tratamiento de sus residuos orgánicos líquidos. El tratamiento aerobio ha predominado en virtud de su sencillez, su estabilidad, la eficiente y rápida conversión de los contaminantes orgánicos en células microbianas, y su operación relativamente libre de olores.

Aunque todos los procesos de oxidación biológica aerobia emplean microorganismos para transformar los contaminantes orgánicos, los métodos que sirven para llevar a cabo esta conversión son variados y numerosos. (Davis y Cornwell, 1991)

3.3.2 Procesos anaerobios

En los procesos biológicos anaerobios (esto es, en ausencia de oxígeno) dos grupos de bacterias heterótrofas, en un proceso de licuefacción/gasificación en dos etapas, convierten más del 90% de la materia orgánica presente primero en intermediarios (productos finales parcialmente estabilizados que incluyen ácidos orgánicos y alcoholes) y después en metano y dióxido de carbono gaseosos:



El proceso se aplica de manera universal en los digestores anaerobios calientes, en donde los lodos primarios y biológicos se mantienen durante unos 30 días a 35°C para reducir su volumen (alrededor del 30%) y su capacidad de putrefacción, con lo cual se simplifica su eliminación, por lo común en terrenos agrícolas. (Davis y Cornwell, 1991)

Dos ventajas importantes de los procesos anaerobios respecto a los aerobios es que suministran energía útil en forma de metano y que la producción de lodos es de sólo el 10% de la que tiene lugar en los procesos aerobios para transformar la misma cantidad de materia orgánica. Esto representa una ventaja en el tratamiento de residuos muy concentrados, en donde el manejo de grandes volúmenes de lodos sería un problema.

3.3.3 Sistemas de crecimiento en suspensión

3.3.3.1 Lodos activados convencionales

La aplicación de uso más extendido del crecimiento en suspensión es el proceso de lodos activados convencionales. Los microorganismos se mantienen en suspensión durante 4 u 8h en un tanque de aireación por medio de mezcladores mecánicos o de aire difuso, y su concentración en el tanque se mantiene por el retorno continuo de los flóculos biológicos sedimentados de un tanque de sedimentación secundaria al tanque de aireación. Arden y Locket, en 1914, dieron a la suspensión floculenta que se sedimenta y se devuelve para “resembrar” el tanque de aireación el nombre de *lodos activados*, supuestamente porque encontraron que, al devolver estos sólidos, la oxidación del sustrato se aceleraba o activaba. El contenido del tanque de aireación se describe como el *licor mixto*, y los sólidos se designan como *sólidos en suspensión en licor mixto* (SSLM). Éstos últimos incluyen material inerte además de células microbianas vivas y muertas. No es fácil determinar la proporción viva o activa, y por lo común se supone que la porción volátil de sólidos (SVSLM), que constituye el 80% de los SSLM, representa la masa activa. (Metcalf y Eddy, 1996)

Al igual que los tanques primarios, los tanques finales pueden ser rectangulares o circulares, y en ocasiones cuadrados, pero proporcionan tiempos de retención más largos (2h) y regímenes de derrame más bajos (de 30 a 50 m³/m²*día) en condiciones de gasto máximo. La carga de sólidos (SSLM) que llega del tanque de aireación es una consideración de diseño adicional, y son comunes los valores de 6 a 9 kg. de SSLM por m² de área de superficie del tanque de sedimentación por hora (6.10 a 9.15 kg/m²*h) al régimen de derrame máximo del tanque.

De los flóculos biológicos que se sedimentan en los tanques finales (también llamados clarificadores secundarios), entre el 25 y el 40% se devuelve al tanque de aireación. El resto, llamado lodos activados por residuos, debe recibir un tratamiento adicional. En las plantas de tamaño pequeño y mediano los lodos activados por residuos se devuelven a los tanques primarios para sedimentarlos con los lodos primarios (lo que da por resultado una reducción del 40% en el régimen del derrame permisible del tanque primario). En las plantas más grandes los lodos activados por residuos de los tanques finales se espesan por

sedimentación gravitatoria o flotación de aire disuelto antes de su digestión con los lodos primarios.

Se han desarrollado muchas variantes del proceso de lodos activados. Las diferencias de tiempo de aireación, concentración de SSLM, tiempo de retención de los sólidos y carga son algunas de las características distintivas de los procesos que los hacen más idóneos para una aplicación que para otra. (Metcalf y Eddy, 1996)

3.3.3.2 Aireación prolongada

El diagrama de flujo del proceso de aireación prolongada es similar al correspondiente a los lodos activados convencionales (LAC), aunque sin tanques primarios. La aireación prolongada es de 24 h (contra 6 h para LAC), la cual confiere estabilidad al proceso pero aumenta el costo de operación. El tiempo de retención en los tanques finales es de alrededor de dos veces el de una planta convencional. El foso de oxidación es una variante del proceso de aireación prolongada en la cual dicha aireación y la sedimentación se combinan en un canal poco profundo (de 1 m de profundidad) por el cual se hacen circular los residuos por medio de paletas o escobillas giratorias. La sencillez de operación ha motivado un uso amplio del proceso de aireación prolongada en instalaciones pequeñas y plantas en paquete.

3.3.3.3 Estabilización por contacto

En el proceso de estabilización por contacto, también llamado biosorción, los lodos biológicos, no el licor mixto, sufren una aireación prolongada. El proceso es idóneo para residuos con una alta proporción de contaminantes orgánicos en forma de particulados, puesto que depende de la adsorción de éstos por parte de los lodos estabilizados durante un periodo de contacto breve (de 20 a 40 min.). La asimilación de las sustancias orgánicas adsorbidas se verifica en el tanque de estabilización (reaireación de lodos) a lo largo de un periodo de 4 h. Puesto que no hay tanques primarios, no se producen lodos primarios, y la estabilización de los lodos residuales aerobios se ha llevado a cabo en general por digestión aerobia. Los altos costos energéticos de la aireación limitan este enfoque a las plantas más pequeñas (de menos de 4,000m³/día). (Metcalf y Eddy, 1996)

3.3.3.4 Lodos activados con oxígeno

El proceso de lodos activados con oxígeno, en el cual se utiliza oxígeno puro en vez de aire en tanques cubiertos, fue desarrollado por la Union Carbide a finales de la década de 1960. Este proceso tiene ciertas ventajas en relación con los lodos activados con aire: puede operar con cargas más grandes, con lo cual se reduce el tamaño de los tanques de aireación, y es capaz de aceptar fluctuaciones más amplias en cuanto a carga y residuos más concentrados que los lodos activados con aire. El control de proceso de las necesidades de oxígeno por medio de sensores de presión es sencillo y confiable. Cuando es necesario un régimen elevado de transferencia de oxígeno, como ocurre con los residuos muy concentrados, el sistema aventaja a los lodos activados con aire, cuya capacidad de transferencia es limitada. Otra situación en la cual el sistema de oxígeno tiene más posibilidades de ofrecer una ventaja económica se presenta cuando el control de olores es

importante y se tiene intención de cubrir los tanques de aireación. Además, el control de olores es bastante más sencillo porque el volumen de gas que se debe desahogar es sólo alrededor de 1% del correspondiente a lodos activados con aire. No obstante, el alto costo del suministro de oxígeno y las habilidades necesarias para aplicar el proceso impiden que éste sea competitivo con los LAC, excepto en plantas grandes. (Metcalf y Eddy, 1996)

3.3.3.5 Reactores secuenciales discontinuos (RSD)

En un sistema de crecimiento en suspensión en RSD (sistema RSD), la aireación y la clarificación se verifican en secuencia en el mismo tanque. Se usaron sistemas similares de llenado y extracción durante unos seis años antes de 1920, hasta que los sistemas continuos los reemplazaron. Hasta que se desarrollaron sistemas automáticos de control confiables, en la década de 1980, el concepto no era competitivo con los métodos tradicionales. Como se practica ahora, el ciclo de operación de un RSD incluye cinco etapas: llenado, reacción (con mezcla y aireación), sedimentación, decantación e inactividad. Casi todas las instalaciones de RSD comprenden al menos dos reactores idénticos, los cuales reciben afluente de manera alternada y pueden proporcionar así un tratamiento continuo. Los lodos se sacan del reactor durante las fases de decantación o inactividad, cuando el volumen de lodos sedimentados alcanza cierto nivel. Los costos de construcción y operación de los RSD son aproximadamente 20% menores que los de las plantas de lodos activados convencionales, debido principalmente al hecho de que no se requiere sedimentación secundaria ni bombeo para devolver lodos activados. Tampoco se requiere tratamiento primario en la mayoría de los casos. Las ventajas principales de los RSD son su flexibilidad y su eficiencia. Se da cabida a grandes fluctuaciones en las cargas hidráulicas y orgánicas modificando el volumen del reactor, el nivel de oxígeno disuelto y las concentraciones de SSLM ajustes que son difíciles, si no imposibles, en los sistemas convencionales. Se han observado tasas más altas de crecimiento microbiano, y por tanto una oxidación más rápida de la materia orgánica, en los RSD. La clarificación también tiende a ser más rápida en virtud de las condiciones estáticas de sedimentación (durante la sedimentación no hay corrientes de entrada o de salida, o equipo de extracción de lodos en movimiento) (Metcalf y Eddy, 1996).

3.3.4 Cinética del crecimiento en suspensión

3.3.4.1 Tipo de reactor

Los tanques de aireación se proyectan para operar como sistemas de flujo de tapón o de mezcla completa. La teoría de reactores indica que para una reacción de primer orden el flujo tapón, en virtud de la conversión más eficiente del sustrato, sería preferible a un reactor de mezcla completa. En las plantas grandes una serie de tanques de aireación, largos y estrechos con mezcla longitudinal limitada, consigue una aproximación a las condiciones a las condiciones de flujo tapón. Por otra parte, es más fácil buscar la mezcla completa en las plantas pequeñas con tanques cuadrados que operan en paralelo. Incluso estos dos extremos se encuentran en un punto intermedio entre un reactor de flujo tapón ideal (RTFT) y uno de mezcla completa (RTCM) ideal. La diferencia de rendimiento entre los dos reactores ideales disminuye para las reacciones de orden inferior a uno; cuando el orden es

cero no hay diferencia. Además, en la práctica no se manifiesta una diferencia significativa de rendimiento entre los dos tipos de reactores, y no está claro si esto es atribuible a que el reactor no es ideal, a que el orden de la reacción es inferior a uno, a los generosos volúmenes de tanque que se proveen, o a cualquier combinación de estos factores.

3.3.4.2 Cinética del proceso (Metcalf y Eddy, 1996)

Los parámetros aplicables a los sistemas de crecimiento en suspensión son la velocidad de eliminación de sustrato q , la tasa de crecimiento específico μ , el tiempo medio de residencia de células θ_c y el régimen de carga orgánica A/M .

Cinética del proceso: velocidad de eliminación de sustrato q . En las reacciones químicas, la velocidad r de conversión o eliminación del sustrato es una función de la concentración de sustrato A . Matemáticamente,

$$r = -k_r [A]^n \quad (\text{mg/L} \cdot \text{t})$$

donde, cuando $n = 0$ (orden cero), k_r está en $\text{mg/L} \cdot \text{t}$

cuando $n = 1$ (primer orden), k_r está en $1/\text{t}$

cuando $n = 2$ (segundo orden), k_r está en $\text{L}/\text{mg} \cdot \text{t}$

En los procesos biológicos, la velocidad q de conversión del sustrato (materia orgánica) también es función de $[X]$, así como la concentración de sólidos biológicos presentes, y la concentración del sustrato orgánico (se omiten los corchetes que indican la concentración de S). Matemáticamente,

$$q = k_q S^n \left(\frac{\text{mg de sustrato convertido/t}}{\text{mg de sólidos presentes}} \right)$$

en donde S = concentración de sustrato orgánico presente

q = velocidad específica de conversión del sustrato = $r/[X]$

$[X]$ = concentración de sólidos biológicos presentes como SVSLM

y en donde, cuando $n = 0$ (orden cero), k_q está en $1/\text{t}$

cuando $n = 1$ (primer orden), k_q está en $\text{L}/\text{mg} \cdot \text{t}$

cuando $n = 2$ (segundo orden), k_q está en $(\text{L}/\text{mg})^2/\text{t}$

Es obvio que, para evitar confusión, es necesario indicar con claridad las unidades de los coeficientes de eliminación de sustrato.

Para aplicar las ecuaciones cinéticas integradas a sistemas de crecimiento en suspensión, el coeficiente de eliminación k_r se debe multiplicar por la concentración de sólidos biológicos $[X]$. Por ejemplo, en una reacción de primer orden en un RTCM, la ecuación se transforma en

$$[X]k_q t = \frac{[A_0] - [A]}{[A]}$$

La velocidad de eliminación de sustrato q . También se puede deducir con base en la definición de q antes indicada:

$$q = \frac{\text{mg de sustrato convertido/t}}{\text{mg de sólidos presentes}}$$

a partir de lo cual se puede escribir

$$q = \frac{S_0 - S}{[X]V} Q$$

en donde $[X]$ = concentración de sólidos en el tanque de aireación como SVSLM
 V = volumen del tanque de aireación
 Q = flujo al interior del tanque de aireación

Y puesto que V/Q es el tiempo de retención hidráulica t en el tanque de aireación, se concluye que

$$q = \frac{S_0 - S}{[X]t}$$

Cinética de proceso: tasa específica de crecimiento μ . La velocidad dX/dt a la cual se producen sólidos biológicos es proporcional a la velocidad utilización del sustrato dS/dt , y podemos escribir

$$\frac{dX}{dt} = Y \frac{dS}{dt} \quad \text{ó} \quad \mu = Yq$$

en donde μ = tasa específica de crecimiento por día
 q = velocidad específica de eliminación de sustrato por día
 $Y = \frac{\text{mg de sólidos biológicos producidos}}{\text{mg de sustrato convertido}} = \text{rendimiento}$

Con base en estudios de cultivos puros se ha encontrado que la tasa específica de crecimiento μ para microorganismos sigue una reacción de tipo de saturación de la forma

$$\mu = \mu_m \frac{S}{k_s + S}$$

en donde μ = tasa específica de crecimiento de microorganismos por día
 μ_m = constante = tasa máxima de crecimiento de microorganismos por día cuando S no limita el crecimiento
 S = concentración (mg/L) del sustrato limitante del crecimiento
 k_s = constante = S cuando $\mu = \mu_m/2$

Esta relación, es aplicable ya sea que el sustrato esté presente en una concentración limitante o no, porque

cuando $S \gg k_s$, $\mu = \mu_m$ (reacción de orden cero)

y

cuando $S \ll k_s$, $\mu = k_s S$ (reacción de orden cero)

Debe ser obvio que si la tasa específica de crecimiento μ de los microorganismos sigue una reacción de saturación con respecto a la concentración de sustrato, entonces, puesto que $\mu = Yq$, la velocidad específica de eliminación de sustrato debe tener una relación similar con la concentración límite de sustrato, esto es,

$$q = \frac{1}{Y} \mu_m \frac{S}{k_s + S}$$

A causa de la baja concentración de sólidos en suspensión y la k_s relativamente alta en los sistemas de crecimiento en suspensión, se puede obtener una aproximación de μ y q por medio de reacciones de primer orden en vez de reacciones de tipo de saturación. Este enfoque es normalmente satisfactorio, pero no se debe olvidar el supuesto simplificador en el cual se basa.

Si, por otra parte, se supone que el crecimiento de los microorganismos en el sistema de crecimiento en suspensión sigue una reacción de tipo de saturación, entonces para la aplicación de la tasa específica de crecimiento μ al diseño de procesos se requiere información respecto a los valores k_s , μ_m y Y . Aunque por lo común éstos se desconocen, se pueden estimar, con base en pruebas de laboratorio, si el residuo específico por tratar está disponible y si los resultados del modelo de laboratorio son representativos del comportamiento en gran escala. Tomando en cuenta estas condiciones, este enfoque es más útil para evaluar una planta ya existente que para proyectar una nueva. Para una planta nueva el tiempo de retención de sólidos y la carga orgánica, como se describen más adelante, son los parámetros que normalmente se utilizan para el diseño de procesos.

Cinética de proceso: tiempo medio de residencia de células θ_c . El tiempo medio de residencia de células θ_c , que también se conoce como tiempo de retención de sólidos o edad de los lodos, es el tiempo en días que los sólidos biológicos permanecen en el sistema, es decir,

$$\theta_c = \frac{\text{masa de sólidos en el sistema}}{\text{masa de células producidas/día}}$$

Cuando el sistema opera en estado estacionario, la masa de células producidas es igual a la masa de células que mueren. Si despreciamos la pequeña cantidad de sólidos biológicos que se pierden en el efluente, la cantidad de células que mueren es $Q_m[X]_r$, en donde Q_m es la rapidez con la cual los lodos (sólidos biológicos) se destruyen y $[X]_r$ es la concentración de sólidos biológicos como SS o SVS en el flujo de retorno. Además,

$$\theta_c = \frac{X}{Q_m[X]_r}$$

en donde X son los sólidos biológicos totales como SS o SVS en el tanque de aireación. Y puesto que

$$\mu = \frac{\text{masa de células producidas/día}}{\text{masa de células en el sistema}} = \frac{Q_m[X]_r}{X}$$

se concluye que $\theta_c = \frac{1}{\mu}$

Por tanto, de $\mu = Yq$ se obtiene $\theta_c = \frac{1}{Yq}$

Cinética de proceso: régimen de carga orgánica A/M. En una época los tanques de aireación se proyectaban con base en tiempo de retención hidráulica que iban desde menos de 4h hasta más de 24h, y una carga orgánica (como DBO₅) de 0.5 a 1.6 kg de DBO₅ por día por m³ de capacidad de aireación (13.6 a 45.4 kg/día por 28.3 m³), según el tipo de proceso elegido. La debilidad de estos procedimientos era que no se consideraba el efecto de la concentración de los sólidos biológicos en los tanques de aireación. Para corregir esta deficiencia, se introdujo la carga expresada como una relación de alimento/microorganismos (A/M), que es la razón de la DBO₅ aplicaba por día a los tanques de aireación dividida entre los SVSLM sujetos a aireación. Se supone que los SVSLM representan la masa activa de microorganismos presentes.

3.4 Suavización en Frío

La precipitación química en el tratamiento de las aguas residuales lleva consigo la adición de productos químicos con la finalidad de alterar el estado físico de los sólidos disueltos y en suspensión, y facilitar su eliminación por sedimentación. En algunos casos, la alteración es pequeña, y la eliminación se logra al quedar atrapados dentro de un precipitado voluminoso constituido, principalmente, por el propio coagulante. Otra consecuencia de la adición de productos químicos es el incremento neto en los constituyentes disueltos del agua residual. Los procesos químicos, junto con algunas de las operaciones físicas unitarias, se han desarrollado para proporcionar un tratamiento secundario completo a las aguas residuales no tratadas, incluyendo la eliminación del nitrógeno, del fósforo, o de ambos a la vez. También se han desarrollado otros procesos químicos para la eliminación del fósforo por precipitación química, y están pensados para su utilización en combinación con procesos de tratamientos biológicos. (Henry y Heinke, 1999)

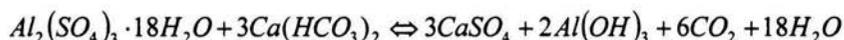
3.4.1 Precipitación química para mejorar el rendimiento de las Plantas de Tratamiento

En el pasado, la precipitación química se empleaba para mejorar el grado de eliminación de los sólidos en suspensión y de la DBO en los suficientes casos: (1) cuando se producían variaciones estacionales en la concentración de agua residual (como en el caso de vertidos de fábricas de conservas); (2) cuando solamente era necesario llevar a cabo un tratamiento de alcance intermedio, y (3) como ayuda en el proceso de sedimentación. Desde alrededor de 1970, la necesidad de mejorar la eliminación de los compuestos orgánicos y de los nutrientes (nitrógeno y fósforo) contenidos en el agua residual ha hecho renacer el interés por la precipitación química.

A lo largo de los años, se han empleado muchas sustancias y de diversa naturaleza, como agentes de precipitación, las más comunes son el sulfato de alúmina, cloruro férrico, sulfato férrico, sulfato ferroso y la cal. El grado de clarificación resultante depende tanto de la cantidad de productos químicos que se añade como el nivel de control de los procesos. Mediante precipitación química, es posible conseguir efluentes clarificados básicamente libres de materia en suspensión o en estado coloidal y se puede llegar a eliminar del 80 al 90% de la materia total suspendida, entre el 40 y el 70% de la DBO₅, del 30 al 60% de la DQO y entre el 80 y 90% de las bacterias. Estas cifras contrastan con los rendimientos de eliminación de los procesos de sedimentación simple, en los que la eliminación de la materia suspendida sólo alcanza valores del 50 al 70% y en la eliminación de la materia orgánica sólo se consigue entre el 30 y el 40%. Los productos químicos se añaden al agua residual reaccionan con las sustancias habitualmente presentes en el agua, o que se añaden a ella para tal fin. (Metcalf y Eddy, 1996)

3.4.1.1 Sulfato de alúmina

Cuando se añade sulfato de alúmina al agua residual que contiene alcalinidad en forma de bicarbonato de calcio y magnesio, la reacción que tiene lugar se puede ilustrar de la siguiente manera:



El hidróxido de aluminio insoluble es un flóculo gelatinoso que sedimenta lentamente en el agua residual, arrastrando consigo materia suspendida y produciéndose otras alteraciones. La reacción es exactamente análoga cuando se sustituye el bicarbonato de calcio por la sal de magnesio. (Martínez, 1999)

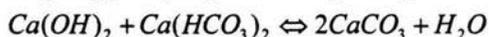
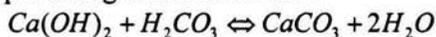
Comoquiera que la alcalinidad presente en esta ecuación se expresa en forma de su equivalencia en carbonato de calcio (CaCO₃), cuyo peso molecular es 100, la alcalinidad necesaria para reaccionar con 10mg/L de sulfato de alúmina será:

$$10.0mg/L \times \frac{3 \times 100g/mol}{666.7g/mol} = 4.5mg/L$$

Si la alcalinidad disponible fuese inferior a dicha cantidad, deberá añadirse más hasta alcanzar este valor. Para ello suele emplearse cal, pero en el tratamiento químico de las aguas residuales no es frecuente tener que llegar a este punto.

3.4.1.2 Cal

Cuando se añade cal como precipitante, los principios de clarificación quedan explicados por las siguientes reacciones:



Por lo tanto, para producir el carbonato de calcio que actúa como coagulante, es necesario añadir una cantidad de cal suficiente para la combinación con todo el dióxido de carbono libre y con el ácido carbónico de los carbonatos ácidos (dióxido de carbono

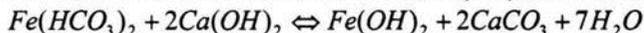
semicombinado). Por lo general, la cantidad de cal que hay que añadir suele ser mucho mayor cuando se emplea sola que cuando se emplea la cal en combinación con sulfato ferroso. En el caso de vertidos industriales que aporten al agua residual ácidos minerales o sales ácidas, éstas deberán neutralizarse antes de que tenga lugar la precipitación. (Martínez, 1999)

3.4.1.3 Sulfato de hierro y cal

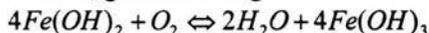
En la mayoría de los casos, el sulfato de hierro no se puede emplear como agente precipitante individual, puesto que para formar un precipitado se debe añadir cal al mismo tiempo. La reacción con sulfato de hierro como único aditivo es la siguiente:



Si se añade cal en forma de hidróxido, $Ca(OH)_2$, la reacción que tiene lugar es:



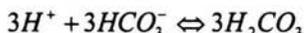
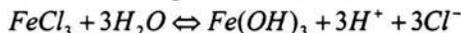
A continuación, el hidróxido de hierro II se oxida a hidróxido de hierro III, la forma final deseada, gracias al oxígeno disuelto en el agua:



El hidróxido de hierro insoluble forma un flóculo gelatinoso y voluminoso parecido al flóculo del hidróxido de aluminio. Debido a que la formación de hidróxido de hierro depende de la presencia y disponibilidad de oxígeno disuelto, la reacción de esta ecuación no se puede completar en aguas sépticas o vertidos industriales sin oxígeno disuelto. Se puede sustituir el sulfato de hierro III por sulfato de hierro II, lo cual suele evitar la necesidad de añadir cal y la presencia de oxígeno disuelto. (Martínez, 1999)

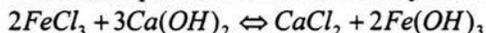
3.4.1.4 Cloruro de hierro

Las reacciones para el cloruro de hierro son las siguientes:



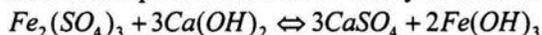
3.4.1.5 Cloruro de hierro y cal

La reacción para el cloruro de hierro y la cal es la siguiente:



3.4.1.6 Sulfato de hierro y cal

La reacción para el sulfato de hierro y la cal es la siguiente:



3.4.2 Aspectos teóricos de la precipitación química

La teoría de las reacciones químicas de precipitación es muy compleja. Las reacciones que se han presentado la explican sólo parcialmente, e incluso no se produce necesariamente del

modo indicado. Con frecuencia son incompletas y pueden tener lugar numerosas reacciones secundarias con otras sustancias presentes en el agua residual. (Kemmer, 1989)

3.4.2.1 Naturaleza de las partículas contenidas en el agua residual

Existen dos clases generales de dispersiones de partículas sólidos coloidales en los líquidos. Cuando el agua es el disolvente, se las llama hidrófobas o coloides “enemigos del agua” o hidrófilas o coloides “amantes” del agua. Esos dos tipos de dispersiones se basan en la atracción que se produce hacia el agua en la superficie de la partícula. Las partículas hidrófobas poseen poca atracción relativa hacia el agua, en tanto que las hidrófilas la tienen en grado elevado. Sin embargo, se debe destacar que el agua puede en alguna medida, ejercer una interacción con las partículas hidrófobas. Sólo algunas moléculas de agua se absorberán en la superficie hidrófoba típica, mientras que la reacción entre el agua y los coloides hidrófilos tendrá lugar en mayor cuantía. (Kemmer, 1989)

3.4.2.2 Carga de superficie

Un factor importante en la estabilidad de los coloides es la presencia de la carga de superficie. Esta se desarrolla de varias maneras, según sean la composición química del medio (agua residual, en este caso) y del coloide. Dejando de lado el mecanismo según el cual se desarrolla, la estabilidad puede ser destruida si las partículas tienden a agregarse (flocular) en otras de mayor tamaño con masa suficiente para sedimentar. (Kemmer, 1989)

La carga de superficie se desarrolla, normalmente a través de la adsorción preferente, ionización y sustitución isomorfa. Por ejemplo, las gotitas de aceite, las burbujas de gas u otras sustancias químicamente inertes dispersas en agua adquirirán una carga negativa por la asimilación preferente de aniones (especialmente iones hidroxilo). En el caso de sustancias como las proteínas o los grupos amino y carboxilo. El desarrollo de la carga de superficie por sustitución isomorfa tiene lugar en la arcilla y otras partículas del terreno en las que los iones en la estructura reticular son sustituidos por iones de la solución.

Cuando la superficie del coloide o partícula adquiere carga, algunos iones de carga contrario (contraiones) se adhieren a la superficie y quedan retenidos en ella gracias a las fuerzas electrostáticas y de Van der Waals que resisten la agitación térmica. Alrededor de esta capa de iones fijos se forma una segunda capa más difusa que no se convierte en una segunda capa fija debido a la agitación térmica.

Si una partícula, se coloca en una solución de un electrolito y se hace circular una corriente eléctrica a través de dicha solución, la partícula se verá atraída, según su carga de superficie, hacia uno u otro de los electrodos, arrastrando consigo una nube iónica.

El potencial en la superficie de la nube iónica (conocida con el nombre de superficie de cizalladura), se mide a veces en las operaciones de tratamiento del agua residual. Al valor así medido se le suele llamar potencial zeta. No obstante, el potencial zeta debe, teóricamente, corresponder al potencial medido en la superficie que encierra la capa fija de iones adherida a la partícula. El uso del valor medido del potencial zeta es limitado, ya que

varía en función de la naturaleza de los constituyentes de la solución, y, por lo tanto, no se trata de una medida que pueda repetirse. (Martínez, 1999)

3.4.2.3 Agregación de partículas

Con objeto de provocar la agregación entre partículas, se deben tomar las precauciones necesarias para reducir la carga de las mismas o bien superar el efecto de dicha carga. Esto se puede conseguir mediante diferentes mecanismos: (1) la adición de iones que determinen el potencial, los cuales serán absorbidos o reaccionarán con la superficie del coloide para reducir la carga de superficie, o la adición de electrolitos, que produzcan la reducción del espesor de la capa difusa, y por tanto, reduzcan el valor del potencial zeta; (2) la adición de moléculas orgánicas de cadena larga (polímeros) cuyas subunidades sean ionizables, y que, por tanto, son conocidos como polielectrolitos, que producen la eliminación de partículas por medio de la adsorción y la formación de puentes entre ellas, y (3) la adición de productos químicos que formen iones metálicos hidrolizados. (Martínez, 1999)

La adición de iones determinantes del potencial para favorecer la coagulación se evidencia mediante la adición de bases o ácidos fuertes que reduzcan a valores próximos a cero la carga de los hidróxidos u óxido metálicos, de modo que pueda tener lugar la coagulación. De la misma forma, se puede añadir electrolitos para coagular las suspensiones coloidales. Una mayor concentración de un electrolito determinado producirá una disminución del potencial zeta y la correspondiente reducción de las fuerzas repulsivas. Se han observado efectos semejantes al aumentar la carga del electrolito.

Los polielectrolitos se dividen en dos categorías: naturales y sintéticos. Los polielectrolitos naturales importantes incluyen polímero de origen biológicos, y los derivados del almidón, y de la celulosa. Los polielectrolitos sintéticos consisten en monómeros simples que se polimerizan para formar sustancias de alto peso molecular. Según el signo de la carga en el momento de introducirlos en agua (negativo, positivo o neutro), se clasifican en polielectrolitos aniónicos, catiónicos y no iónicos respectivamente.

La acción de los polielectrolitos se puede dividir en tres categorías generales. En la primera, los polielectrolitos actúan como coagulantes rebajando la carga de las partículas. Puesto que las partículas del agua residual están cargadas negativamente, se emplean polielectrolitos catiónicos. En esta aplicación, se considera que los polielectrolitos catiónicos son coagulantes primarios.

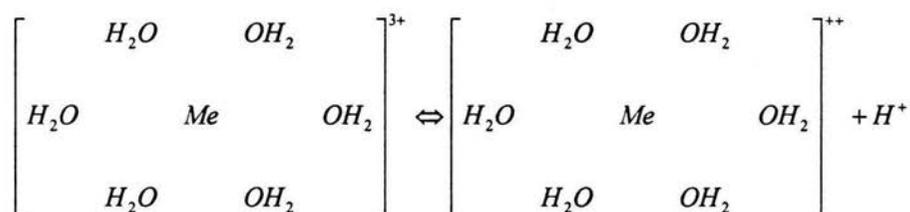
La segunda forma de acción de los polielectrolitos es la formación de puentes entre las partículas. En este caso, los polímeros aniónicos y no iónicos (por lo general, ligeramente aniónicos al introducirlos en agua), se adhieren a un número de puntos de adsorción de la superficie de las partículas presentes en el efluente sedimentado. El puente se forma entre las partículas que son adsorbidas por un mismo polímero, las cuales se entrelazan en el proceso de floculación, aumentando su tamaño tridimensionalmente hasta poder ser eliminadas por sedimentación.

El tercer tipo de acción de los polielectrolitos puede clasificarse como una acción de coagulación-formación de puentes, que resulta de emplear polielectrolitos catiónicos de alto

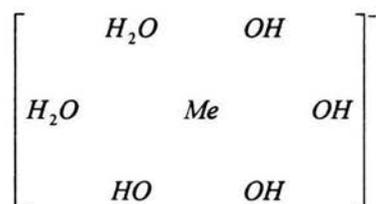
peso molecular. Además de reducir la carga, estos polielectrolitos también formarán puentes entre las partículas. (Kemmer, 1989)

3.4.2.4 Formación de polímeros de sales metálicas

En contraste con la agregación originada por la adición de productos químicos que actúan como electrolitos y polímeros, la agregación producida por el sulfato de alúmina o sulfato de hierro (III) presenta un proceso más complejo. En el pasado, se creía que los cationes Fe^{3+} y Al^{3+} libres eran los responsables de los efectos observados durante la agregación de las partículas. Sin embargo, ahora se sabe que los causantes son sus productos de hidrólisis. Aunque el efecto de estos productos de hidrólisis sólo se ha conocido recientemente, conviene recordar que su comportamiento fue por primera vez explicado a principios de siglo por Pfeiffer (1902-1907), Bjerrum (1907-1920) y Server (1907). Por ejemplo, Pfeiffer propuso que la hidrólisis de sales metálicas trivalentes, como las de cromo, aluminio y hierro, se podía representar por:



cuyo grado de disociación depende del anión asociado al metal y de las características físicas y químicas de la solución. Se ha propuesto igualmente que, con la adición en cantidad suficiente de una base, la disociación puede continuar hasta producir un ion negativo como el siguiente:



Más recientemente, sin embargo, se ha observado que las reacciones intermedias en la hidrólisis del aluminio (III) son mucho más complejas que las predichas basándose en el modelo en el que se añade una base a la solución.

Las posibles combinaciones de los diversos productos de la hidrólisis son innumerables, y su enumeración no tiene cabida en este texto. Sin embargo, lo importante es percatarse de que uno o más de los productos de la hidrólisis pueden cuasar la acción observada en el hierro y el aluminio. Además, como la reacción de hidrólisis sigue un proceso por etapas, la efectividad del hierro y del aluminio varía con el tiempo. Por ejemplo, una mezcla de

sulfato de alumina preparada y almacenada durante cierto tiempo se comportará de modo diferente a una solución recién preparada cuando se añada el agua residual. (Droste, 1997)

3.5 Filtración

Con frecuencia, se suele emplear una columna como medio de contacto del agua residual con el carbón activado granular. El agua se introduce por la parte superior y se extrae por la parte inferior. El carbón está soportado por medio de un sistema de drenaje situado en la parte inferior. Normalmente es necesario disponer de un sistema para el lavado a contracorriente y para la limpieza de superficie, a fin de limitar las pérdidas de carga producidas por la retención de materia particulada en el interior de la columna de carbón. Las columnas de lecho fijo se suelen emplear individualmente o conectadas en serie o en paralelo.

Con el fin de resolver el problema de la obstrucción de la superficie del lecho de carbón, se han desarrollado sistemas de contacto de lecho expandido y de lecho móvil. En el sistema que emplea un lecho expandido, el agua entra por la parte inferior de la columna, permitiendo que se expanda el medio de manera idéntica a como ocurre con los lechos filtrantes durante la fase de lavado a contracorriente. En el sistema que se basa en la columna de lecho móvil, el carbón ya utilizado se va sustituyendo por carbón nuevo de forma continua. En esta clase de sistemas, la pérdida de carga no aumenta una vez alcanzado el punto de funcionamiento. (Metcalf y Eddy, 1996)

3.5.1 Tratamiento de carbón activado en polvo (CAP)

Un sistema de aplicación alternativo consiste en añadir carbón activado en polvo. Se puede añadir el efluente de procesos de tratamiento biológicos, directamente en las unidades de tratamiento, o formando parte de los diagramas de flujo de los procesos fisicoquímicos. En el caso de la adición al efluente, el carbón activado en polvo se añade en un tanque de contacto. Una vez transcurrido el tiempo de contacto deseado, se deja que el carbón sedimente en el fondo del tanque y seguidamente se extrae del mismo el agua tratada. Puesto que el carbón es muy fino, para favorecer y facilitar la eliminación de las partículas de carbón, puede ser necesario emplear un coagulante (como un polielectrolito) o llevar a cabo un proceso de filtración de un filtro rápido de arena. La adición de carbón activo en polvo directamente al tanque de aireación ha demostrado ser una práctica efectiva en la eliminación de algunos materiales orgánicos refractarios solubles. (Metcalf y Eddy, 1996)

3.5.2 Regeneración del carbón

La viabilidad económica de la aplicación del carbón activado depende de la existencia de un medio eficaz para su regeneración y recuperación, una vez agotada su capacidad de absorción. El carbón activado granular se regenera fácilmente por oxidación de la materia orgánica y su posterior eliminación de la superficie del carbón en un horno. En ese proceso se destruye parte del carbón, entre un 5 y un 10%, y es necesario reemplazarlo por carbón nuevo o virgen. Es conveniente aclarar que la capacidad de adsorción del carbón regenerado es ligeramente inferior a la del carbón virgen. Un problema importante en el uso

del carbón activado en polvo reside en el mecanismo de regeneración del mismo no está bien definido. Sin embargo, en cuanto este problema esté resuelto, es previsible que su aplicación aumente de forma considerable. La producción de carbón activado en polvo a partir de residuos sólidos reciclados puede obviar la necesidad de regenerar el carbón consumido. (Metcalf y Eddy, 1996)

3.6 Ósmosis Inversa

La ósmosis natural o directa es conocida desde la antigüedad, y consiste en la disolución de un solvente (normalmente agua) y un soluto formado por uno o varios componentes químicos (sales) en disolución.

Si colocamos a un lado de una membrana agua pura y al otro lado agua con sales minerales, pasará agua hacia el lado del agua con sales hasta que se equilibren las presiones, la diferencia de altura manométrica entre ambos niveles es lo que conocemos como presión osmótica de la disolución.

Si tenemos un sistema de vasos comunicantes separados entre sí por una barrera porosa seremos capaces de hacer una predicción del sentido del flujo del líquido entre los vasos. Transcurrirá en el sentido del vaso con mayor nivel al vaso con menor nivel hasta alcanzar el equilibrio. Similarmente ocurriría con un sistema en el que pudiéramos en contacto dos niveles diferentes de calor, el flujo calórico iría de más a menos hasta el equilibrio. Pero si en ese mismo experimento cambiamos en uno de los vasos el agua por agua con azúcar, es decir, por una solución, a pesar de que el nivel del agua sola sea menor que el del otro vaso el flujo irá desde el agua sola hacia el agua con azúcar, hasta alcanzar una diferencia de niveles en que se detendrá el flujo. Esa diferencia de niveles es la que medirá la presión osmótica. (RG Systems, 2002)

Este es el fenómeno natural de la ósmosis. La teoría permitió plantearse qué pasaría si se aumentase la presión del lado del agua con sales (salobre), ya que si se producía el fenómeno inverso, es decir, pasaba agua limpia del lado salobre al otro tendríamos de un sistema para eliminar sales de un agua cargada de las mismas o también para concentrar un soluto que pudiéramos precisar. Por lo tanto si aplicamos una presión exterior, superior a su presión osmótica natural, a la solución concentrada fluye el disolvente y se produce una concentración de solutos (sales), y en consecuencia conseguiremos disminuir la salinidad del agua.

El fenómeno contrario a la ósmosis natural es lo que conocemos como ósmosis inversa. Con este sistema se pueden realizar procesos de separación y/o concentración. Aplicada al agua, permite la separación del 95% de las sales disueltas, con lo cual logramos la reducción de salinidad de aguas salobres y de mar.

La ósmosis inversa es un proceso en el que se separa el agua de las sales disueltas en disolución mediante la filtración a través de una membrana semipermeable a una presión superior a la presión osmótica provocada por las sales disueltas en el agua residual. Con las membranas y equipo actuales, las presiones de funcionamiento varían desde la presión

atmosférica hasta 6900 kN/m^2 . La ósmosis inversa presenta la ventaja de eliminar la materia orgánica disuelta que no es susceptible de ser eliminada con otras técnicas de desmineralización. Las principales limitaciones de la ósmosis inversa son su elevado costo y la escasa experiencia en el tratamiento de aguas residuales domésticas.

Los componentes principales de una unidad de ósmosis inversa son la membrana, una estructura de soporte de la membrana, un recipiente contenedor, y una bomba de alta presión. Como materiales de membrana se han utilizado el acetato de celulosa y el nylon. Se han empleado tres sistemas de soporte de la membrana: tejido espiral, tubular, y de fibra hueca. En la aplicación a efluentes de aguas residuales domésticas, la configuración en tejido espiral es la más exitosa. Las unidades de ósmosis inversa se pueden conectar en paralelo, para conseguir la capacidad hidráulica necesaria, o en serie para conseguir el grado de desmineralización deseado.

Para que el funcionamiento de las unidades de ósmosis inversa sea el adecuado, es necesario conseguir un afluente de gran calidad. La presencia de material coloidal en el afluente puede provocar fallos en las membranas de las unidades de ósmosis inversa. Suele ser necesario hacer un pretratamiento del efluente secundario por decantación química y filtración con medio múltiple o por filtración con medio múltiple y ultrafiltración. Además, en ocasiones es necesario eliminar el hierro y el manganeso para reducir el potencial de aparición de incrustaciones carbonatadas. El pH del afluente se debería limitar al intervalo comprendido entre 4.0 y 7.5 para evitar la formación de incrustaciones carbonatadas. Para restaurar el flujo a través de la membrana, es necesario llevar a cabo regularmente el lavado químico de los elementos de la membrana (del orden de una vez al mes). (RG Systems, 2002)

3.6.1 Membranas y Módulos de Ósmosis Inversa

Básicamente son dos los materiales utilizados en la construcción de membranas semipermeables para ósmosis: acetato de celulosa y poliamida.

En acetato de celulosa se fabricaron las primeras membranas utilizadas industrialmente. La poliamida es un polímero que consta de un compuesto con dos grupos $-\text{NH}_2$ (diaminas) y un compuesto con dos grupos $-\text{COOH}$ (diácido) juntos. Dado que los métodos de fabricación y tecnología de los materiales están avanzando considerablemente en los últimos años, se están logrando membranas de tamaño de poro y permeabilidad controlada lo cual permite la separación de sustancias tanto orgánicas como inorgánicas con tamaños entre 1 y 10 \AA y de peso molecular muy próximo.

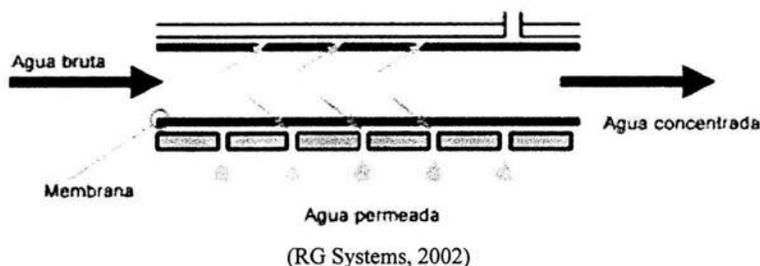
Las membranas de ósmosis inversa se encuentran en forma comercial agrupadas en el interior de contenedores, normalmente cilíndrico, y dispuestas en diferentes configuraciones. Al conjunto membrana – contenedor se le denomina módulo de ósmosis inversa.

El contenedor tiene que ser resistente a altas presiones, recordemos que las presiones de trabajo en instalaciones de tipo industrial oscilan entre los 14 y 60 bar o lo que es lo mismo

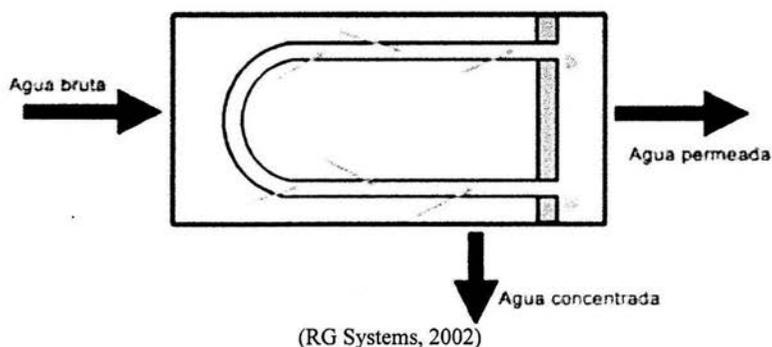
200 y 850 lbf/in², los contenedores disponen generalmente, de tres tomas: una para el agua de entrada y otras dos para la salida del agua permeada u osmotizada y la salida de concentrados. (RG Systems, 2002)

3.6.2 Configuraciones comerciales más utilizadas

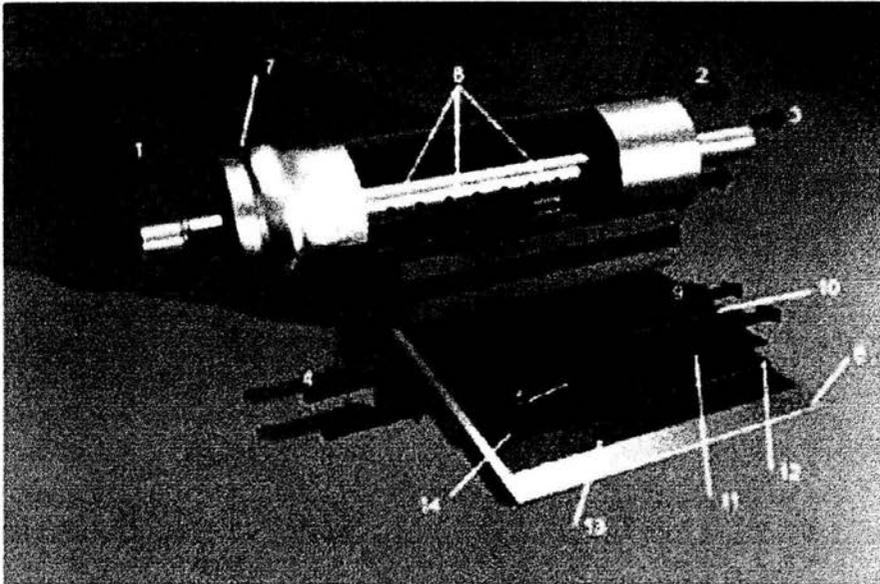
Tubular: consisten en largos tubos porosos con longitudes que oscilan entre los 1.5 y 3m y con diámetros entre 0.5 y 1 pulgada, lo cuales llevan, concéntricamente, en su interior la membrana. El agua bruta se hace circular por el interior, recogiendo el agua permeada entre la pared exterior de la membrana y la interior del tubo contenedor.



Fibra Hueca: están constituidas por miles de fibras huecas (tubos capilares) formando un haz en el interior del contenedor y cuyos extremos se insertan en un soporte de resina epoxi. El diámetro exterior de estos capilares oscila entre 60 y 80 micras para la poliamida y 200 a 300 micras para el acetato. El agua es obligada a pasar a través de la pared del capilar de espesor aproximado de 20 micras.



Espirales: consisten en hojas de membrana que se sitúan sobre un soporte poroso y un espaciador, ese conjunto se enrolla sobre un tubo de PCV que servirá como colector de agua permeada. Hoy en día el 60% de las membranas utilizadas son de este tipo.



- (1) Agua bruta alimentación (2) Rechazo (3) Salida de agua permeada
 (4) Flujo de agua bruta (5) Flujo de permeada (6) Material de protección
 (7) Junta de estanqueidad entre módulo y envolvente
 (8) Perforaciones de recogida de agua permeada (9) Espaciador
 (10) Membrana (11) Colector de agua permeada (12) Membrana
 (13) Espaciador (14) Línea de soldadura de las dos membranas

(RG Systems, 2002)

La razón para esta popularidad son dos ventajas apreciables:

1. Buena relación área de membrana / volumen del módulo.
2. Un diseño que permite ser usado en la mayoría de las aplicaciones, admite una turbiedad más de tres veces mayor que los otros sistemas, y permite trabajar con régimen turbulento.

3.6.3 Comportamiento respecto a diferentes parámetros

3.6.3.1 pH

La poliamida es estable dentro de una gama de pH de 3 a 11, pudiendo resistir durante cortos periodos, máximo 30 minutos, un pH comprendido entre 1 y 12. El acetato de celulosa al ser un éster orgánico está sometido a hidrólisis con pH ácido y alcalino, por lo cual la gama de trabajo óptima se encuentra con pH entre 4 y 7.

3.6.3.2 Oxidantes

La poliamida es atacada por los oxidantes, por lo que el cloro libre superior a 0.1 ppm destruye la membrana. El acetato de celulosa resiste la acción de oxidantes pudiendo soportar cantidades de cloro libre del orden de 2ppm.

3.6.3.3 Temperatura

El efecto que la temperatura del agua de alimentación produce en las membranas es una característica importante a tener en cuenta para el proyecto de una instalación, ya que influye considerablemente en el rendimiento. Los rendimientos de todos los módulos están dados en unas condiciones prefijadas de salinidad, recuperación, presión y temperatura. Para el parámetro temperatura se consideran 25°C, favorecido el rendimiento las temperaturas altas hasta cierto límite. Por cada grado centígrado de variación sobre la temperatura base, se producirá una disminución, en el caso de agua más fría, o un aumento, en el caso de agua más caliente de 2.5 a 3% en el rendimiento de la instalación. Las temperaturas máximas de trabajo oscilan entre los 30°C para el acetato y 45°C para la poliamida. El trabajar a temperaturas altas favorece el fenómeno de compactación que sufre la membrana debido a la presión de trabajo, produciendo con el tiempo una disminución de la producción. (RG Systems, 2002).

3.6.4 Diferencias entre Membranas

Dependiendo de la configuración de membranas adoptadas, también existen diferencias entre los rendimientos y operación.

Una diferencia fundamental entre un módulo de fibra hueca y uno en espiral es el régimen de circulación del agua por su interior, siendo éste laminar para la fibra hueca y turbulento para la espiral. Este fenómeno tiene mucha importancia ya que en función del régimen de flujo que vayamos a tener, exigirá en el agua de alimentación grados de filtración más rigurosos para la fibra hueca que para la espiral, dado que la deposición de partículas sobre la superficie la membrana se ve favorecida en régimen laminar.

Por otro lado, la facilidad de limpieza de las membranas en espiral es superior a las de fibra hueca pero, en cualquier caso, las que presentan mejores condiciones para la limpieza son las tubulares, pues permiten una limpieza mecánica, que se realiza con “pelotas” de esponja que se hacen circular por el interior de los tubos aprovechando la fuerza hidráulica.

Este tipo de módulos está recomendado para el tratamiento de líquidos muy cargados, como puede ser la concentración de jugos de frutas, caso típico en el que lo “aprovechable” es el concentrado.

3.7 Recarbonatación

Dependiendo de la cantidad de cal o químico necesario para reducir la cantidad de calcio o magnesio en el agua, el agua tratada generalmente tendrá un pH mayor de 10. Es necesario reducir el pH para estabilizar el agua y prevenir la deposición de escamas duras de carbonato en el filtro de arena o en las tuberías de distribución. La recarbonatación es el proceso más común utilizado para reducir el pH. Este procedimiento incluye la adición de dióxido de carbono en el agua después de la suavización. Generalmente, suficiente dióxido de carbono se añade para reducir el pH del agua a más de 8.7. La cantidad necesaria de dióxido de carbono que debe ser añadida es determinada por la utilización de un índice de saturación de alguna clase. El índice de Langelier (LI) y por mucho el índice de

estabilización más comúnmente usado, pero algunas plantas en su lugar usan el índice Rizner, el recíproco del índice de Langelier. El índice de Langelier es expresado como $\text{pH de estabilización (pHs)} - \text{el actual pH medido (pHs - pH)}$. Cuando el índice de Langelier es positivo, el agua tenderá a cubrir las tuberías. Cuando es negativo, el agua tiene a ser corrosiva.

Dos tipos de procesos de recarbonatación son usados con cuatro tipos de procesos de suavización.

Debido al alto costo de capital en la construcción de un tren de tratamiento de dos etapas, la recarbonatación en una sola etapa es una de las prácticas más comunes. Hay algunos beneficios utilizando el método en dos etapas, tal como la reducción en el costo de operación tanto menor dióxido de carbono sea necesario. También, una mejor calidad final del agua se obtiene usualmente a través de procesos en dos etapas. (www.mrwa.com/ChemPrepSoft.htm, Acceso Marzo 2004)

3.7.1 Recarbonatación de Una Etapa

Para el tratamiento de agua con poco magnesio, donde la adición en exceso de cal no es requerida, la recarbonatación de una etapa son usadas. El agua se mezcla con cal o sosa en tanque de mezclado rápido, resultando en un pH de 10.2 a 10.5. Si la remoción de la dureza no carbonatada es requerida, la sosa también se añadirá en este paso. Después de un mezclado rápido, el resultado de la lechada es mezclada suavemente por un periodo de 30 a 50 minutos para permitir que los sólidos floculen. Después de la floculación, se permite que el agua fluya en el tanque de sedimentación donde los sólidos serán removidos por sedimentación. Seguido de la sedimentación el agua clara fluye al tanque de recarbonatación donde el dióxido de carbono se añade para reducir el pH entre 8.3 y 8.6. Cualquier partícula remanente en suspensión después de la recarbonatación es removida por la filtración. (www.mrwa.com/ChemPrepSoft.htm, Acceso Marzo 2004)

3.7.2 Recarbonatación en Dos Etapas

La suavización en dos etapas algunas veces es usada para recarbonatar agua con alto contenido de magnesio para ser tratada con exceso de cal. En este proceso, el exceso de cal es añadido en la primera parte para elevar el pH a 11 o aún más para la remoción del magnesio. Seguido de esta primera etapa de tratamiento, el dióxido de carbono se añade para reducir el pH entre 10 y 10.5, el mejor valor de remoción de carbonato de calcio. Si la remoción de dureza no carbonatada es requerida, la sosa se añadirá en este punto. Después de una etapa de tratamiento, el agua fluye a un tanque de recarbonatación secundario, donde el pH se reduce entre 8.3 y 8.6. (www.mrwa.com/ChemPrepSoft.htm, Acceso Marzo 2004)

3.8 Evaporación y Cristalización

La evaporación del agua de los procesos que se realizan a temperaturas elevadas puede ser importante y aumentar drásticamente a medida que la temperatura de la solución sobrepase

los 333.15 K, o si la solución se agita con aire. El índice de evaporación también depende de la humedad relativa del aire. Por ejemplo, a 333.15 K y 50% de humedad, dentro de un tanque agitado por aire cuya superficie mida 2.83 m^2 , la evaporación del agua puede alcanzar los $0.038 \text{ m}^3/\text{h}$, mientras que en un tanque no agitado por aire, la evaporación será solo de $0.015 \text{ m}^3/\text{h}$. Si la temperatura es de 344.26 K, la evaporación se estima en 0.076 y $0.038 \text{ m}^3/\text{h}$ respectivamente. Esta pérdida de evaporación deja espacio en el tanque de proceso para devolver la pérdida de solución arrastrada. La devolución puede hacerse de varias maneras, incluyendo la devolución manual del líquido de solución arrastrada al tanque de proceso. No obstante, cuando el índice de solución arrastrada es alto, el espacio del tanque será insuficiente para devolver con eficacia la solución arrastrada diluida. En estos casos es posible usar un evaporador, ya sea para crear espacio adicional en el tanque de proceso o para concentrar el agua de enjuague de modo que el volumen devuelto al tanque de proceso sea menor. Es común que se utilicen evaporadores en las soluciones galvanoplásticas de cromo decorativas, en las soluciones para electrodeposición de níquel y en las operaciones de electrodeposición de cobre con cianuro, aunque su uso no se limita necesariamente a éstos. Los evaporadores se clasifican en dos categorías generales: atmosféricos y al vacío.

3.8.1 Evaporadores atmosféricos

Los evaporadores atmosféricos rocían el flujo de desecho diluido por encima de un medio de empaque, una malla o placas y hacen pasar el aire de la planta sobre el empaque para realizar la evaporación. El bajo costo y la sencillez de mantenimiento son las ventajas de estos evaporadores, pero su desventaja radica en que no pueden evaporar cuando los niveles de humedad del aire se aproximan al 80 o 90%. En las zonas donde la humedad general es alta, la solución que se desea evaporar debe calentarse hasta cierto punto. Por lo general, los evaporadores atmosféricos tienen capacidades bajas, de 0.038 a $0.152 \text{ m}^3/\text{h}$, aunque algunos de ellos pueden instalarse en paralelo para lograr el índice de evaporación que se desee (siempre y cuando la humedad del aire no sea demasiado alta). En las soluciones galvanoplásticas a base de cianuro, el uso de un sistema de evaporación puede aumentar el índice de acumulación del carbonato en el baño de electrodeposición debido al bióxido de carbono que se absorbe del aire que entra y a la descomposición térmica del cianuro.

3.8.2 Evaporador al vacío

Existe en el mercado una serie de diseños de evaporadores al vacío diferentes. Las diferencias más comunes radican en la forma en que se logra el vacío (educto, bomba de vacío) en la cantidad de energía empleada (efecto simple, efecto doble) o en la cantidad de vacío que se logra. A mayor vacío, menor será temperatura a la que hervirá el agua. Al hacer que el agua hierva a temperaturas menores (316.48 a 327.59 K), los evaporadores del vacío protegen algunos ingredientes delicados de las soluciones de procesamiento que podrían descomponerse a temperaturas altas. Algunas ventajas de estos sistemas son: la recuperación tanto del concentrado como del agua condensada y la capacidad de operar en cualquier condición climática. Entre las desventajas se incluyen altos costos de energía y mantenimiento, así como la formación de espuma en algunas soluciones de proceso (un fabricante ha diseñado un evaporador que puede manejar la espuma).

Evaporadores de efecto simple. En general, la unidad de efecto simple emplea vapor o agua a muy alta temperatura para calentar el líquido hasta su temperatura de ebullición. El vapor pasa a través de un serpentín o camisa de vapor y los vapores producidos por el líquido hirviente se arrastran y se condensan. A continuación, el líquido concentrado se bombea desde el fondo del recipiente. El proceso consume alrededor de 2790 kJ por kilogramo de agua evaporada.

Evaporadores de efecto múltiple. La unidad de efecto múltiple consiste en una serie de evaporadores de efecto simple. El vapor proveniente del primer evaporador se utiliza como fuente de calor para que hierva el líquido que se encuentra en el segundo evaporador. La ebullición se logra al hacer funcional el segundo evaporador más abajo que el primero. El proceso puede continuar en varios evaporadores (efectos). Dependiendo del número de efectos, las unidades de efecto múltiple tal vez necesiten unas 465 kJ por kilogramo de agua evaporada.

Unidades para la recompresión del vapor. Los evaporadores para la recompresión del vapor emplean vapor para hacer que el líquido hierva al principio. El vapor producido se comprime a una presión y temperatura mayores y se envía al costado forrado del evaporador en lugar de usar más vapor. De esta forma, el vapor se usa como fuente de calor para evaporar más líquido. Estas unidades necesitan unas 93 kJ por kilogramo de agua evaporada. (Metcalf & Eddy, 1996)

3.8.3 Cristalización

La solubilidad de los compuestos en un solvente dado, es la propiedad en que se basa este método para separar y purificar dos sólidos mezclados entre sí.

La solubilidad se define como la concentración máxima, a una temperatura dada, que un soluto puede tener en un solvente dado. Se reporta como gramos de soluto/100 gramos de solvente.

La cristalización es la formación de cristales a partir de una solución sobresaturada. Durante el proceso de formación de un cristal las moléculas del compuesto tienden a fijarse sobre un cristal ya existente, que contiene el mismo tipo de moléculas, ya que encajan mejor en el enrejado cristalino formado por moléculas de la misma estructura que en aquellos formados por otro tipo de moléculas. Esta tendencia de las moléculas, a depositarse en las superficies compuestas por moléculas semejantes producirá un gran aumento en la pureza del material cristalino obtenido. Para efectuar la separación de dos sólidos por el proceso de cristalización, deben encontrarse las condiciones en las que uno de los sólidos que se desea separar sea soluble y el otro no en un solvente determinado.

Para esto se prueban diferentes solventes y diferentes temperaturas. La mayor parte de las sustancias presentan cierta solubilidad a una determinada temperatura. Por lo tanto es común separar dos sustancias en la misma solución por el proceso llamado cristalización fraccionada.

La cristalización es el proceso de separación de un soluto a partir de su solución, por sobresaturación, concentración o enfriamiento de la misma. La cristalización permite separar solutos a partir de una solución, en forma prácticamente pura.

Existen varias formas de sobresaturar una solución para hacer que ésta comience a cristalizar fracciones del soluto: por saturación de la solución en caliente y posterior enfriamiento de la misma. Por concentración de la solución, mediante la evaporación de una parte del solvente. Por adición de una sustancia de mayor solubilidad en el solvente, que el compuesto que se desea separar. Cuanto más lento sea el enfriamiento de la solución saturada, más grandes y puros serán los cristales del sólido que se separa.

La cristalización es una técnica utilizada para la purificación de sustancias sólidas, basada en general en la mayor solubilidad que suelen presentar los sólidos en un disolvente en caliente que en frío. El modo más frecuente es preparar una disolución saturada en caliente del sólido a purificar, utilizando un disolvente adecuado; filtrar para eliminar las impurezas insolubles que se hallen presentes y dejar que se separe por enfriamiento la sustancia que estaba disuelta, cristalizada y en un mayor estado de pureza.

El tamaño de los cristales obtenidos dependerá de la velocidad de cristalización, cuanto menor sea, mayores serán los cristales. Conviene diferenciar entre precipitación y cristalización. La cristalización es el proceso de formar cristales perfectos con el tiempo suficiente. La precipitación es un cambio de estado brusco en el que se aglomera la sustancia.

El criterio que se sigue para elegir el disolvente es que la sustancia a purificar sea más soluble en el disolvente en caliente que en frío. No obstante, la mejor manera de encontrar un disolvente adecuado consiste en ensayar experimentalmente distintos disolventes. El agua es un buen disolvente de compuestos iónicos y no iónicos, y siempre que sea posible se utilizará preferentemente sobre cualquier otro disolvente, pues no es tóxico, es fácil de manejar y es barato. A veces es necesaria la utilización de pares de disolventes miscibles entre sí, tales como etanol - agua, agua - acetona, etc.

Para efectuar la Cristalización de un sólido hay que partir de una *Solución Sobre-Saturada*. Existen varias formas de *Sobre-Saturar una Solución*, una de ellas es el enfriamiento de la solución, otra consiste en eliminar parte del Disolvente a fin de aumentar la concentración del soluto, otra forma consiste en añadir un tercer componente que tenga una mayor solubilidad que el componente que se desea cristalizar. (Brown et al., 1993)

4. EVALUACIÓN TÉCNICA

El estudio técnico del funcionamiento actual de la PTAR tuvo cuatro objetivos principales:

- 1) Levantamiento en planta: Verificación de la concordancia de la información contenida en las bases de diseño y en los manuales de operación de la PTAR con los equipos y sistemas existentes en planta.
- 2) Revisión de la operación de la PTAR: Prácticas de operación y mantenimiento.
- 3) Determinar si los sistemas actuales son los adecuados para cumplir los requerimientos de calidad de agua considerando las condiciones de entrada de diseño.
- 4) Determinar si con las condiciones actuales de volumen y calidad de agua que la instalación industrial envía a la PTAR, ésta es capaz de producir un agua tratada que cumpla con la calidad determinada en el diseño.

Se analizaron las características de los sistemas presentes en la PTAR con base en los documentos y planos que conforman la ingeniería básica de la PTAR así como en la descripción del proceso. Las características de los sistemas de tratamiento fueron comparadas con criterios de diseño recomendados en la literatura. Se tuvo en cuenta las diferencias que existen entre los flujos actuales que recibe el tren de tratamiento con respecto a los flujos de diseño (Tabla 7). En la Tabla 8 se presentan las desviaciones de la operación actual con respecto a diseño registradas durante la semana de muestreo.

Tabla 7. Flujos de diseño y flujos promedio registrados durante al semana de muestreo

Corriente	FLUJOS DE DISEÑO (L/s)			Flujo actual (L/s)
	Máximo	Nominal	Mínimo	
Influente 1	90	90	90	77.97
Influente 2	15	15	15	14.27
Influente 3	49	35	10	42.87

La evaluación del desempeño de la PTAR se realizó mediante la interpretación de los análisis químicos del agua obtenidos como resultado de la campaña de muestreo y análisis de agua que realizó la UNAM, con la colaboración de un laboratorio acreditado durante una semana. Con los resultados de los análisis se calcularon las eficiencias de remoción de contaminantes alcanzadas en cada uno de los sistemas principales de tratamiento de la PTAR.

Asimismo, se incluyen Tablas en donde se presentan las eficiencias de remoción de contaminantes obtenidas en cada sistema de tratamiento y un resumen de las características de los equipos de la PTAR comparando las condiciones de diseño y las condiciones actuales de operación.

Tabla 8. Diferencias de la operación actual del tren de tratamiento con respecto al diseño

Concepto	Diseño	Situación actual	Comentario/Recomendación
La remoción de G y A en el DAF puede mejorarse	Remoción de GyA= 90%	Remoción de GyA = 39%	En la campaña de muestreo se encontraron remociones bajas de GyA en el DAF, también se detectó la presencia de GyA en el efluente de la PTAR. Los resultados históricos de la PTAR confirman que esta situación se ha presentado con anterioridad. Lo anterior no ha sido impedimento para que en la instalación industrial se utilice el agua tratada.
El efluente del tren de tratamiento no corresponde con todas las especificaciones de diseño	TAC = 0 mg CaCO ₃ /L N-NH ₃ = 0.04 mg/L CF = 0 UFC/100 mL SAAM = 0 mg/L G y A = 0 mg/L	TAC = 10.45 mg CaCO ₃ /L N-NH ₃ = 0.16 mg/L CF = 1033 UFC/100 mL SAAM = 0.07 mg/L G y A = 1.87 mg/L	Se recomienda implementar medidas preventivas y correctivas a la eventual contaminación microbiológica Se recomienda reconvenir los parámetros de diseño para el caso del TAC, N-NH ₃ y SAAM.

4.1 Sistema de Flotación por Aire Disuelto

El módulo de tratamiento de grasas y aceites consiste en un tanque receptor, dos tanques de flotación – floculación conectados a un sistema de aire a presión y un sistema de adición de polímero floculante. Los lodos obtenidos son enviados a una carcasa para ser filtrados en un filtro prensa.

El arreglo de sistemas así como las características y número de equipos de este tren de tratamiento corresponden íntegramente con la información contenida en la ingeniería básica y en el manual filosofías de operación de la planta de tratamiento de aguas residuales correspondiente.

En las Tablas 9 y 10 se presentan el consumo de reactivos durante dos años.

Tabla 9. Consumo de reactivos en el primer año en el sistema de tratamiento de grasas y aceites

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual						
Concepto	Unidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio
Policloruro de aluminio	mg/L	3.2	3.1	3	2.9	2.8	2.9	3
Sulfato de Aluminio DAF	mg/L	5.9	5.5	5.7	5.6	5.8	5.4	6.2

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual				
Concepto	Unidad	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Policloruro de aluminio	mg/L	2.8	2.8	3	2.8	3
Sulfato de Aluminio DAF	mg/L	6.1	5.9	5.5	5.7	6

Tabla 10. Consumo de reactivos en segundo año en el sistema de tratamiento de grasa y aceites

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual				
Concepto	Unidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo
Policloruro de aluminio	mg/L	3.2	3.1	3	3.2	3
Sulfato de Aluminio DAF	mg/L	6.6	6.2	6.1	6.3	6.5

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual			
Concepto	Unidad	Junio	Julio	Agosto	Septiembre
Policloruro de aluminio	mg/L	3	3	3	3
Sulfato de Aluminio DAF	mg/L	6	6.2	6.3	6.3

En la Tabla 11 se presentan las características de diseño y actuales del Sistema DAF. Se puede observar en dicha Tabla que el sistema DAF fue diseñado para un flujo de operación de 154 L/s proporcionando un tiempo de residencia hidráulico de 0.45 h. Actualmente el DAF recibe solamente 134.61 L/s proporcionando un tiempo de residencia de 0.50 h. La

carga de grasas y aceites que recibe actualmente el DAF es de 26.01 mg/L. De acuerdo con las dimensiones de los tanques y el gasto de operación se utilizan los dos tanques instalados. Como ya se mencionó anteriormente, se observa que el tiempo de retención hidráulico no difiere demasiado del tiempo de retención hidráulico de diseño, mientras que la carga hidráulica superficial se ve afectada de manera significativa. También se observa que, tanto el tiempo de retención hidráulico, como la carga superficial de diseño se encuentran fuera de los valores típicos reportados en la literatura. El objetivo de este equipo es la remoción de grasas y aceites, sin embargo se observa un 38.65% de eficiencia.

Tabla 11. Características de diseño y actuales del sistema DAF

Numero de unidades	Volumen de cada unidad (m ³)	Superficie de cada unidad (m ²)	Flujo de diseño por unidad (L/s)	Carga hidráulica superficial de diseño (m ³ /m ² ·h)	TRH de diseño (h)	Carga hidráulica superficial recomendada (Ramhalo) (m ³ /m ² ·h)	Flujo promedio observado por unidad (L/s)	Carga hidráulica superficial observada (m ³ /m ² ·h)	TRH promedio observado (h)
2	123.97	61.37	77	4.52	0.45	4.9 – 9.8	67.55	3.96	0.51

Con los análisis realizados durante la semana de muestreo, se elaboró el esquema presentado en la Figura 2 donde se presenta el balance de materia para el sistema flotación por aire disuelto (DAF).

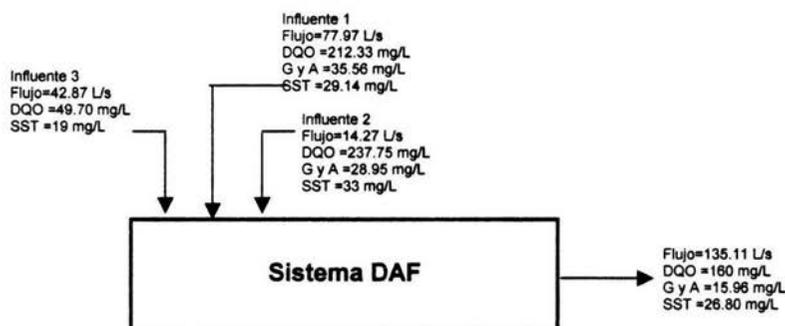


Figura 2. Balance de materia en el sistema de flotación por aire disuelto (DAF)

En la Tabla 12 se muestran las diferencias de las condiciones de operación del tratamiento de grasas y aceites con respecto al diseño.

Tabla 12. Desviaciones de la operación actual del módulo de tratamiento de grasas y aceites con respecto al diseño

Concepto	Diseño	Situación actual	Comentario/ Recomendación
El efluente del módulo de tratamiento de grasas y aceites no se encuentra funcionando de acuerdo con las especificaciones de diseño	G y A = <5 mg/L	G y A = 15.96 mg/L	Es necesario revisar la cantidad de polímero que se agrega al sistema de flotación.

En la Tabla 13, se presentan los valores relacionados con la eficiencia de remoción de contaminantes por el uso de flotación con aire disuelto (DAF). De acuerdo con los resultados obtenidos en la campaña de muestreo realizada, el efecto del proceso de flotación con aire disuelto (DAF), se refleja principalmente en la reducción de DQO (11.06%); DBO₅ (20.09%) y fosfatos (98.67%), mientras que la remoción de grasas y aceites es de 38.65%, dejando una concentración residual de 15.96 mg/L (Figura 3), la cual es eliminada parcialmente en las etapas subsecuentes del tratamiento, principalmente en la de tipo biológico, ya que ninguno de los siguientes sistemas está diseñado para remover las Grasa y Aceites del agua residual.

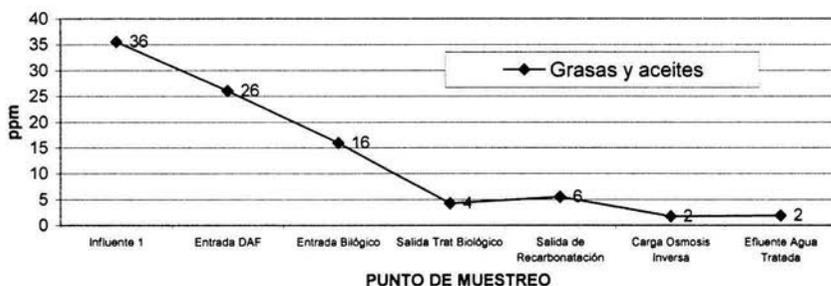


Figura 3. Comportamiento de la concentración de Grasas y Aceites en el tren de tratamiento

En cuanto al efecto que ejerce sobre los restantes parámetros analizados, éste puede considerarse como no significativo, a pesar de lo anterior, este sistema de tratamiento no se encuentra trabajando de manera adecuada de acuerdo con las condiciones de diseño (SST = 23 mg/L) encontrándose la concentración de SST = 26.80 mg/L, de igual manera la remoción de Grasas y Aceites no es la adecuada, ya que la eficiencia de remoción de Grasa y Aceites debería ser superior al 90%.

El Sistema de Flotación por Aire Disuelto fue ampliamente usada para el tratamiento de aguas residuales durante los 60s y 70s en los países escandinavos. La explicación para esto fue que el DAF es una unidad de operación extremadamente eficiente para remover sólidos suspendidos ligeros creados por coagulación y floculación de sustancias húmicas del agua por sales metálicas trivalentes, especialmente cuando se compara con el asentamiento por gravedad, son efectivos aún cuando el agua a tratar es muy fría. Por ejemplo en Finlandia, el DAF casi ha remplazado en su totalidad el asentamiento como operación de clarificación del agua como tratamiento de superficie de agua desde el comienzo de los 70s. (Kempeneers et. al., 2001)

Es decir, la técnica no es reciente, sin embargo la utilización de nuevos estudios referente a este sistema en los 90s llamado DAF a Régimen Turbulento, no es aplicable a este tren de tratamiento, ya que la flujo así lo requiere, un sistema de este tipo puede funcionar adecuadamente con una carga hidráulica de 10 m/h, el doble a lo que actualmente está trabajando y un sistema a Régimen Turbulento podría trabajar de 25 a 40 m/h. Al proponer

un sistema con éstas características se estaría sobreespecificando las capacidades del sistema DAF.

En artículos donde se compara la eficiencia de remoción de partículas orgánicas en diferentes plantas de tratamiento de aguas residuales, se ha encontrado que coagulantes como el cloruro férrico actúa mejor que el policloruro de aluminio (Arora, 1995). Sin embargo esto no es concluyente, ya que depende de las características de cada agua residual el determinar el tipo y cantidad de coagulante necesario (Edzwald, 1995). Las características del agua residual de esta investigación sugieren el usar reactivos con gran poder de coagulación en coloides negativos lo cual se hace actualmente en condiciones de pH y alcalinidad semejantes a lo reportado en la literatura. Además, se ha encontrado que el tiempo de coagulación y floculación es también un factor importante en la efectividad del sistema DAF, que al igual que los puntos anteriores depende de las características de los coagulantes y floculantes utilizados y por lo tanto de las características del agua residual.

Tabla 13. Eficiencias de remoción en el sistema de flotación con aire disuelto (DAF)

Parámetro	Unidades	Influyente del DAF	Efluente del DAF	Cantidad removida	Porcentaje de remoción (%)
FLUJO	L/s	67.55	67.55	NA	NA
DUREZA DE CALCIO	mg CaCO ₃ /L	207.26	200.56	6.70	3.23
DUREZA DE MAGNESIO	mg CaCO ₃ /L	107.42	111.42	0	0
SODIO	mg/L	142.09	130.95	11.13	7.83
BICARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	132.15	127.66	4.50	3.40
CARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	NSD	NSD	-	-
CLORUROS	mg/L	0.09	0.06	0.03	32.12
SULFATOS	mg/L	260.14	230.84	29.30	11.26
DUREZA TOTAL	mg CaCO ₃ /L	314.81	301.95	12.86	4.08
ALCALINIDAD TOTAL	mg CaCO ₃ /L	132.11	127.66	4.46	3.37
SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS, STD	mg/L	812.19	781.74	30.45	3.75
SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES, SST	mg/L	26.57	26.80	0	0
SÍLICE	mg/L	11.98	12.02	0	0
FENOLES	mg/L	1.78	0.74	1.04	58.28
N-NH ₃	mg/L	6.50	5.68	0.83	12.69
COLIFORMES FECALES	NMP/100mL	1751.43	2400	0	0
CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA	µmhos/cm	1152.14	1132.00	20.14	1.75
S.A.A.M	mg/L	0.64	1.75	0	0
D.B.O. Tot	mg/L	35.71	28.54	7.17	20.09
D.Q.O. Tot	mg/L	179.90	160.00	19.90	11.06
GRASAS Y ACEITES	mg/L	26.01	15.96	10.05	38.65
pH		7.07	6.93	0.14	1.91
FOSFATOS	mg/L	42.91	0.57	42.34	98.67
TEMPERATURA	°C	30.06	30.62	NA	NA

NA=No aplica, ND = No disponible, NSD = No se Detecta o Contiene Menos del Límite de Detección

4.2 Sistema de Tratamiento Biológico

El sistema de tratamiento biológico consiste básicamente de un sistema de tres tanques y de un tanque buffer. Los lodos biológicos purgados del sistema son deshidratados en un filtro banda.

El arreglo de sistemas así como las características y número de equipos de este tren de tratamiento corresponden íntegramente con la información contenida en la ingeniería básica y en el manual Filosofías de operación en plantas de tratamiento de aguas residuales correspondiente.

En las Tablas 14 y 15 se presentan el consumo de reactivos durante dos años.

Tabla 14. Consumo de reactivos en el primer año en el módulo de tratamiento biológico

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual						
Concepto	Unidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio
Inóculos Bacterianos*	kg	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
Cloro	mg/L	10.5	10.5	11	11.5	10.5	11	10

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual				
Concepto	Unidad	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Inóculos Bacterianos*	kg	0.154	0.15	0.15	0.15	0.15
Cloro	mg/L	10.4	10.8	10.5	11	11

* El nombre comercial o tipo de bacterias no fue proporcionado

Tabla 15. Consumo de reactivos en el segundo año en el módulo de tratamiento biológico

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual				
Concepto	Unidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo
Inóculos Bacterianos*	kg	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
Cloro	mg/L	10	11	10.5	10	9

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual			
Concepto	Unidad	Junio	Julio	Agosto	Septiembre
Inóculos Bacterianos*	kg	0.15	0.15	0.15	0.15
Cloro	mg/L	9.5	9.5	10	10

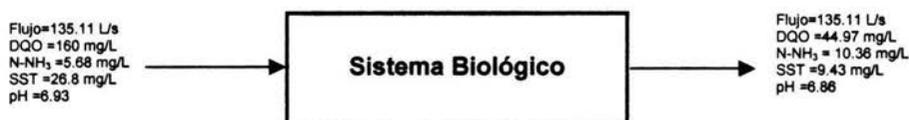
* El nombre comercial o tipo de bacterias no fue proporcionado

De las Tablas 14 y 15 se tiene entonces que se consumen en promedio 0.15 kg/mes de inóculos bacterianos y que la dosis de cloro es de 10.39 mg/L. En la Tabla 16 se presentan las características de diseño y actuales del sistema. De los valores de esta Tabla se concluye que las dimensiones del sistema biológico son las adecuadas para cumplir con las especificaciones de calidad del agua tratada especificadas en el diseño.

Tabla 16. Características de diseño y actuales del sistema biológico

Numero de unidades	Volumen de la primera cámara de aireación (m ³)	Volumen de la segunda cámara de aireación (m ³)	Volumen de la tercera cámara de aireación (m ³)	Volumen Total del sistema (m ³)	Flujo de diseño (L/s)	TRH de diseño (h)	Flujo de OPN (L/s)	TRH de OPN (h)
3	2565	1385	2565	6515	154	11.75	135.11	13.39

Con los análisis realizados durante la semana de muestreo, se elaboró el esquema presentado en la Figura 4 donde se presenta el balance de materia para el sistema de tratamiento biológico.

**Figura 4.** Balance de materia en el sistema de tratamiento biológico

En la Tabla 17 se resumen las eficiencias de remoción del sistema de tratamiento biológico, destacan principalmente la reducción de DQO (71.89%), DBO₅ (94.84%), Grasas y Aceites (73.42%), fosfatos (99.99%) y nitrógeno amoniacal (95.01%). En cuanto al efecto que ejerce sobre los restantes parámetros analizados, éste puede considerarse como no significativo, este sistema de tratamiento se encuentra trabajando de manera adecuada de acuerdo con las condiciones de diseño, de manera que con los valores de dicha Tabla se refuerzan las conclusiones de que la operación del sistema biológico es eficiente.

Tabla 17. Eficiencias de remoción en el sistema de tratamiento biológico UNITANK

Parámetro	Unidades	Influente del UNITANK	Efluente del UNITANK	Cantidad removida	Porcentaje de remoción (%)
FLUJO	L/s	135.11	135.11	NA	NA
DUREZA DE CALCIO	mg CaCO ₃ /L	200.56	180.28	20.28	10.11
DUREZA DE MAGNESIO	mg CaCO ₃ /L	111.42	133.87	0	0
SODIO	mg/L	130.95	138.29	0	0
BICARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	127.66	71.62	56.04	43.90
CARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	NSD	NSD	-	-
CLORUROS	mg/L	0.06	0.07	0	0
SULFATOS	mg/L	230.84	288.37	0	0
DUREZA TOTAL	mg CaCO ₃ /L	301.95	319.86	0	0
ALCALINIDAD TOTAL	mg CaCO ₃ /L	127.66	71.62	56.04	43.90
SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS, STD	mg/L	781.74	817.33	0	0
SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES, SST	mg/L	26.80	9.43	17.37	64.82
SÍLICE	mg/L	12.02	11.15	0.87	7.25
FENOLES	mg/L	0.74	0.04	0.70	94.36
N-NH ₃	mg/L	5.68	0.28	5.39	95.01

Continuación Tabla 17

Parámetro	Unidades	Influente del UNITANK	Efluente del UNITANK	Cantidad removida	Porcentaje de remoción (%)
COLIFORMES FECALES	NMP/100mL	2400.00	1786.14	613.86	25.58
CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA	µmhos/cm	1132.00	1177.00	0	0
S.A.A.M	mg/L	1.75	0.60	1.15	65.59
D.B.O. Tot	mg/L	28.54	1.47	27.07	94.84
D.Q.O. Tot	mg/L	160.00	44.97	115.03	71.89
GRASAS Y ACEITES	mg/L	15.96	4.24	11.72	73.42
pH		6.93	6.86	0.07	1.08
FOSFATOS	mg/L	0.57	NSD	-	-
TEMPERATURA	°C	30.62	29.29	1.33	4.36

NA=No aplica, ND = No disponible, NSD = No se Detecta o Contiene Menos del Límite de Detección

En este tipo de sistema (sistema de crecimiento en suspensión ó RSD), la aireación y la clarificación se verifican en secuencia en el mismo tanque.

La literatura muestra que se usaron sistemas similares de llenado y extracción durante unos seis años antes de 1920, hasta que los sistemas continuos los reemplazaron. Hasta que se desarrollaron sistemas automáticos de control confiables, en la década de 1980, el concepto no era competitivo con los métodos tradicionales. Como se practica ahora, el ciclo de operación de un RSD incluye cinco etapas: llenado, reacción (con mezcla y aireación), sedimentación, decantación e inactividad, como se ha mostrado en la descripción del sistema utilizado en esta planta de tratamiento. Casi todas las instalaciones con este sistema comprenden al menos dos reactores idénticos, los cuales reciben afluente de manera alternada y pueden proporcionar así un tratamiento continuo. Los lodos se sacan del reactor durante las fases de decantación o inactividad, cuando el volumen de lodos sedimentados alcanza cierto nivel. Los costos de construcción y operación de los RSD son aproximadamente 20% menores que los de las plantas de lodos activados convencionales, debido principalmente al hecho de que no se requiere sedimentación secundaria ni bombeo para devolver lodos activados. Las ventajas principales de los RSD son su flexibilidad y su eficiencia. Se da cabida a grandes fluctuaciones en las cargas hidráulicas y orgánicas modificando el volumen del reactor, el nivel de oxígeno disuelto y las concentraciones de los sólidos suspendidos en el licor mixto, ajustes que son difíciles, si no imposibles, en los sistemas convencionales. Se han observado tasas más altas de crecimiento microbiano, y por tanto una oxidación más rápida de la materia orgánica, en los RSD. La clarificación también tiende a ser más rápida en virtud de las condiciones estáticas de sedimentación (durante la sedimentación no hay corrientes de entrada o de salida, o equipo de extracción de lodos en movimiento) (Metcalf y Eddy, 1996).

4.3 Sistema de Tratamiento fisicoquímico

El sistema de tratamiento fisicoquímico consiste básicamente de dos tanques clarificadores y un tanque de neutralización. Los lodos inorgánicos purgados del sistema son separados en un tanque de lodos donde se envían a un filtro banda para su deshidratación y puestos a disposición final en un relleno sanitario por una empresa subcontratada por la PTAR.

Posteriormente el efluente del tratamiento fisicoquímico se distribuye a los seis filtros multimedia que se encuentran conectados en paralelo y a su vez a los cinco filtros de carbón activado. Se dosifican en línea dos tipos de biocida y bisulfito de sodio.

Como resultado de la verificación en planta se corroboró que el tren de tratamiento fisicoquímico está integrado por el equipo que se menciona en la ingeniería básica y en el manual filosofías de operación en plantas de tratamiento de aguas residuales, asimismo el arreglo de equipo que lo integra está en el orden indicado en dichos documentos.

En las Tablas 18 y 19 se presentan el consumo de reactivos durante dos años.

Tabla 18. Consumo de reactivos en el primer año en el módulo de tratamiento fisicoquímico

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual						
Concepto	Unidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio
Carbonato de Sodio	mg/L	520.3	515.4	520.3	510.8	518.7	516.8	520.6
Hidróxido de Calcio	mg/L	395.2	385.4	394.4	385.6	398.5	394.6	392.3
Polímero de Floculación*	mg/L	2.1	1.9	2.1	2.2	2.3	2.1	1.8
Bióxido de carbono	mg/L	398.6	395.4	390.5	389	394.3	392.6	399
Polímero para filtración*	mg/L	4	4	4	4	4	4	4
Bisulfito de sodio	mg/L	3	3	3	3	3	3	3
Biocida 1*	mg/L	350	350	350	350	350	350	350
Biocida 2*	mg/L	250	250	250	250	250	250	250

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual				
Concepto	Unidad	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Carbonato de Sodio	mg/L	511.2	501.9	510.5	520.8	519.4
Hidróxido de Calcio	mg/L	390.4	397.5	399.1	400	402
Polímero de Floculación*	mg/L	1.9	2.3	2	2	2
Bióxido de carbono	mg/L	402.3	400	395.6	394	391.4
Polímero para filtración*	mg/L	4	4	4	4	4
Bisulfito de sodio	mg/L	3	3	3	3	3
Biocida 1*	mg/L	350	350	350	350	350
Biocida 2*	mg/L	250	250	250	2540	250

* El nombre comercial o principio activo no fue proporcionado

Tabla 19. Consumo de reactivos en el segundo año

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual				
Concepto	Unidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo
Carbonato de Sodio	mg/L	525.8	525.3	518.4	521.6	530.8
Hidróxido de Calcio	mg/L	395.2	398.5	394.4	410.5	391.8
Polímero de Floculación*	mg/L	21.2	2.2	2.3	2.4	2.2
Bióxido de carbono	mg/L	397	395.6	394.5	397.2	397.2
Polímero para filtración*	mg/L	3.9	3.8	3.9	4	4
Bisulfito de sodio	mg/L	3	3	3	3	3
Biocida 1*	mg/L	350	350	350	350	350
Biocida 2*	mg/L	250	250	250	250	250

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual			
Concepto	Unidad	Junio	Julio	Agosto	Septiembre
Carbonato de Sodio	mg/L	521.3	522.6	533.7	525.4
Hidróxido de Calcio	mg/L	390.2	397.4	385.6	401.54
Polímero de Floculación*	mg/L	2.1	2.2	2.3	2.3
Bióxido de carbono	mg/L	401.2	400	405	391.5
Polímero para filtración*	mg/L	4	4	4	4
Bisulfito de sodio	mg/L	3	3	3	3
Biocida 1*	mg/L	350	350	350	350
Biocida 2*	mg/L	250	250	250	250

* El nombre comercial o principio activo no fue proporcionado

La precipitación química en el tratamiento de las aguas residuales lleva consigo la adición de productos químicos con la finalidad de alterar el estado físico de los sólidos disueltos y en suspensión, y facilitar su eliminación por sedimentación. En algunos casos, la alteración es pequeña, y la eliminación se logra al quedar atrapados dentro de un precipitado voluminoso constituido, principalmente, por el propio coagulante. Otra consecuencia de la adición de productos químicos es el incremento neto en los constituyentes disueltos del agua residual.

Desde alrededor de 1970, la necesidad de mejorar la eliminación de los compuestos orgánicos y de los nutrientes (nitrógeno y fósforo) contenidos en el agua residual ha hecho renacer el interés por la precipitación química.

A lo largo de los años, se han empleado muchas sustancias y de diversa naturaleza, como agentes de precipitación, las más comunes son el sulfato de alúmina, cloruro férrico, sulfato férrico, sulfato ferroso y la cal. El grado de clarificación resultante depende tanto de la cantidad de productos químicos que se añade como el nivel de control de los procesos. Mediante precipitación química, es posible conseguir efluentes clarificados básicamente libres de materia en suspensión o en estado coloidal y se puede llegar a eliminar del 80 al 90% de la materia total suspendida, entre el 40 y el 70% de la DBO₅, del 30 al 60% de la DQO y entre el 80 y 90% de las bacterias.

Los reactivos químicos utilizados son los tradicionalmente utilizados en los sistemas de coagulación-floculación. Actualmente existe una amplia variedad de reactivos sintéticos que ofrecen excelentes resultados en dosificaciones muy bajas, estos reactivos sintéticos ofrecen la ventaja de producir lodos más fácilmente manejables. Convendría entonces considerar la posibilidad de realizar pruebas de tratabilidad con otros reactivos químicos y ponderar la posibilidad de cambiar los actuales.

En la Tabla 20 y 21 se presentan las características de los clarifloculadores y recarbonatador respectivamente. Con los análisis realizados durante la semana de muestreo, se elaboró el esquema presentado en la Figura 5 donde se presenta el balance de materia para el tren de tratamiento fisicoquímico.

Tabla 20. Características de diseño de los clarifloculadores del tren fisicoquímico y condiciones actuales

Cantidad	Capacidad (m ³)	Flujo de diseño (L/s)	Flujo de operación (L/s)	TRH de diseño (h)	TRH de operación (h)
2	852.8	154	94.38	3.08	5.02

Tabla 21. Características de diseño del sistema de recarbonatación

Cantidad	Capacidad (m ³)	Flujo de diseño (L/s)	Flujo de operación (L/s)	TRH de diseño (h)	TRH de operación (h)	pH salida diseño	pH salida operación
1	241.8	154	94.38	0.44	0.71	7-9	7.96



Figura 5. Balance de materia en el tren de tratamiento fisicoquímico

En el diseño original, el efluente de los tanques clarificadores sería clorado en la tubería que conduce hacia el tanque de neutralización. Sin embargo, el paso de un tanque a otro es por medio de un canal cuadrado, por lo que la dosificación del cloro se da dentro del tanque de neutralización. Esta dosificación solamente es usada cuando la primera cloración no fue suficiente para controlar el número de coliformes fecales.

En la Tabla 22 se resumen las eficiencias de remoción observadas para el sistema de tratamiento fisicoquímico. A partir de estos valores es posible concluir que la operación de este tipo de sistema proporciona la calidad de agua esperada, destacando la remoción obtenidos para Dureza Total (11.06 %) y Silice (20.09 %), a pesar de lo anterior se observa un aumento considerable en la Alcalinidad (28.25%) como se observa en la Figura 6, lo cual puede ser debido a un exceso en la dosificación de CO₂.

En esta etapa se muestra una importante remoción de coliformes fecales (57.16 %), a pesar de ello es necesario ajustar la dosificación de cloro, debido a que en la corriente de salida el cloro residual se encuentra por debajo de las condiciones de diseño.



Figura 6. Comportamiento de la Alcalinidad Total en el tren de tratamiento

Tabla 22. Eficiencias de remoción en el sistema de tratamiento fisicoquímico

Parámetro	Unidades	Influyente de fisicoquímico	Efluente de fisicoquímico	Cantidad removida	Porcentaje de remoción (%)
FLUJO	L/s	135.11	135.11	NA	NA
DUREZA DE CALCIO	mg CaCO ₃ /L	180.28	68.61	111.67	61.94
DUREZA DE MAGNESIO	mg CaCO ₃ /L	133.87	68.21	65.67	49.05
SODIO	mg/L	138.29	209.40	NA	NA
BICARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	71.62	91.85	NA	NA
CARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	NSD	NSD	-	-
CLORUROS	mg/L	0.07	0.11	0	0
SULFATOS	mg/L	288.37	267.72	20.65	7.16
DUREZA TOTAL	mg CaCO ₃ /L	319.86	136.82	183.05	57.23
ALCALINIDAD TOTAL	mg CaCO ₃ /L	71.62	91.85	NA	NA
SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS, STD	mg/L	817.33	790.00	27.33	3.34
SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES, SST	mg/L	9.43	14.00	NA	NA
SÍLICE	mg/L	11.15	7.76	3.39	30.40
FENOLES	mg/L	0.04	0.01	0.03	70.85
N-NH ₃	mg/L	0.28	0.20	0.08	29.41
COLIFORMES FECALES	NMP/100mL	1786.14	765.20	1020.94	57.16
CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA	µmhos/cm	1177.00	ND	NA	NA
S.A.A.M	mg/L	0.60	0.37	0.23	37.88
D.B.O. Tot	mg/L	1.47	0.44	1.03	70.10
D.Q.O. Tot	mg/L	44.97	34.44	10.53	23.42
GRASAS Y ACEITES	mg/L	4.24	5.50	0	0
pH		6.86	7.84	NA	NA
FOSFATOS	mg/L	NSD	NSD	-	-
TEMPERATURA	°C	29.29	29.54	0	0

NA = No aplica; ND = No disponible; NSD = No se Detecta o Contiene Menos del Límite de Detección

4.4 Batería de Filtros

En las Tablas 23 y 24 se presentan las características de los filtros multimedia y de carbón activado respectivamente. Con los análisis realizados durante la semana de muestreo, se elaboró el esquema presentado en la Figura 7 donde se presenta el balance de materia para la batería de filtros.

Tabla 23. Características de diseño de filtros multimedia

Cantidad	Tipo de operación	Medio filtrante	Tiempo de filtración	Flujo de diseño	Flujo de operación
6	Paralelo	Grava, arena, sílica, antracita, granate.	9 min	24 L/s	16.16

Tabla 24. Características de diseño de filtros de carbón activado

Cantidad	Tipo de operación	Medio filtrante	Tiempo de filtración	Flujo de diseño	Flujo de operación
5	Paralelo	Carbón activado granular	17min	27.05 L/s	19.4



Figura 7. Balance de materia de la batería de filtros

En la Tabla 25 se resumen las eficiencias de remoción observadas para la batería de filtros. De estos valores se desprende la conclusión referente a que la operación de este sistema de tratamiento no proporciona la calidad de agua tratada esperada ya que se observa un aumento importante de Nitrógeno Amoniacal (450%) en la Figura 8.

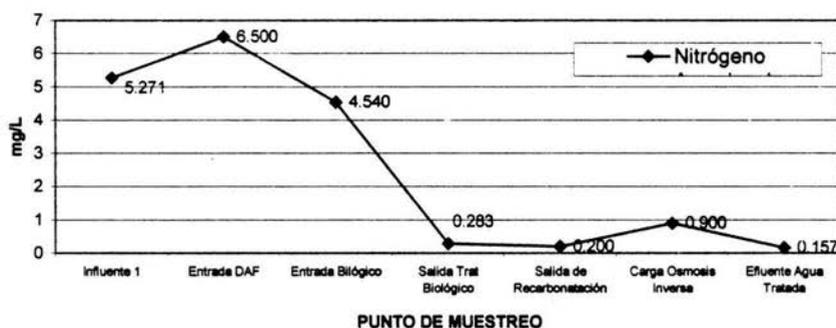


Figura 8. Comportamiento de la concentración de Nitrógeno Amoniacal en el tren de tratamiento

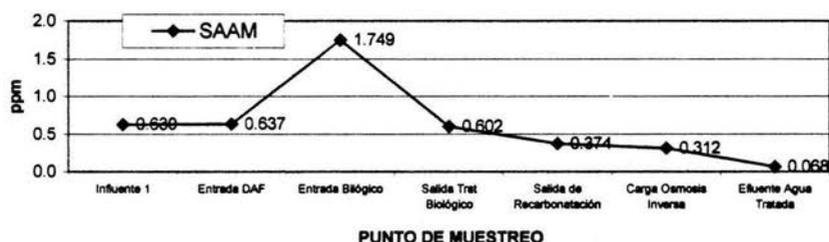


Figura 9. Comportamiento de la concentración de SAAM en el tren de tratamiento

La remoción de SST en este equipo de acuerdo con el diseño es superior a 98%, sin embargo, la remoción actual es de únicamente 50% (Figura 10).



Figura 10. Comportamiento de la concentración de Sólidos Suspendedos Totales en el tren de tratamiento

Tabla 25. Eficiencias de remoción de la batería de filtros

Parámetro	Unidades	Influyente de filtros	Efluente de filtros	Cantidad removida	Porcentaje de remoción (%)
FLUJO	L/s	135.11	135.11	NA	NA
DUREZA DE CALCIO	mg CaCO ₃ /L	68.61	62.86	5.75	8.38
DUREZA DE MAGNESIO	mg CaCO ₃ /L	68.21	267.40	0	0
SODIO	mg/L	209.40	334.99	0	0
BICARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	91.85	51.27	40.59	44.19
CARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	† SD	NSD	-	-
CLORUROS	mg/L	0.11	0.10	0.01	11.03
SULFATOS	mg/L	267.72	404.83	0	0
DUREZA TOTAL	mg CaCO ₃ /L	136.82	330.26	0	0
ALCALINIDAD TOTAL	mg CaCO ₃ /L	91.85	51.27	40.59	44.19
SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS, STD	mg/L	790.00	1488.00	0	0
SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES, SST	mg/L	14.00	7.00	7.00	50.00
SÍLICE	mg/L	7.76	7.59	0.17	2.13
FENOLES	mg/L	0.01	0.03	0	0
N-NH ₃	mg/L	0.20	0.90	0	0
COLIFORMES FECALES	NMP/100mL	765.20	0.67	764.53	99.91
CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA	µmhos/cm	1248.00	1400.00	0	0
S.A.A.M	mg/L	0.37	0.312	0	0
D.B.O. Tot	mg/L	0.44	9.88	0	0
D.Q.O. Tot	mg/L	34.44	103.21	0	0
GRASAS Y ACEITES	mg/L	5.50	2.03	3.47	63.03
pH		7.84	7.46	0.38	4.85
FOSFATOS	mg/L	NSD	NSD	-	-
TEMPERATURA	°C	29.54	29.07	0.47	1.59

NA = No aplica; NSD = No se Detecta o Contiene Menos del Límite de Detección

4.5 Sistema de Ósmosis Inversa

El filtrado que se recibe del conjunto de filtros multimedia y de carbón activado sale directamente al acondicionamiento de carga a ósmosis inversa; para este proceso se adiciona ácido sulfúrico al 98% para establecer un pH = 5, necesario para el proceso, además de añadir una solución anti-incrustante para evitar daño a las membranas. Una vez que son adicionados los químicos pasa por un sistema de filtros cartucho y se envía a los módulos de O.I. Este sistema tiene una recuperación del 85% de agua.

El rechazo pasa a una unidad de evaporación – cristalización, para recuperar el 95% de agua; para este proceso también se requiere de un acondicionamiento previo con ácido sulfúrico al 98% concentrado y solución anti-incrustante. El recuperado se almacena en el tanque de almacenamiento de permeado de ósmosis donde se mezclan. El efluente de tratamiento salino es bombeado a la industria para ser almacenado y utilizado en unidades de intercambio iónico. Como resultado de la verificación en planta se corroboró que el tren de tratamiento salino está integrado por el equipo que se menciona en la ingeniería básica del proyecto y en el manual Filosofías de operación en plantas de tratamiento de aguas residuales, asimismo el arreglo de equipo que lo integra está en el orden indicado en dichos documentos. En las Tablas 26 y 27 se presentan el consumo de reactivos durante dos años, respectivamente.

Tabla 26. Consumo de reactivos en el primer año en el sistema de ósmosis inversa

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual						
Concepto	Unidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio
Antiincrustante O.I.*	mg/L	4.2	4.3	4.1	4.2	4.5	4	4
Limpieza O.I. 411*	mg/L	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
Limpieza O.I. 442*	mg/L	600	600	600	600	600	600	600
Ácido sulfúrico O.I.	mg/L	145.6	140.3	142.65	145.6	144.8	141.3	140.5
Filtros cartuchos	pzas	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200
Antiincrustante Evap*	mg/L	70	70	70	70	70	70	70
Ácido sulfúrico Evap	mg/L	320.6	312.5	325.6	295.6	315.4	311.4	298.5
Hidróxido de sodio	mg/L	295.6	297.3	285.6	291.3	297.3	295.6	294.8
Antiespumante Crist*	mg/L	805.3	801.3	801.3	800	795.6	798.6	795.6

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual				
Concepto	Unidad	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Antiincrustante O.I.*	mg/L	4.2	4.1	4.3	4	4
Limpieza O.I. 411*	mg/L	1000	1000	1000	1000	1000
Limpieza O.I. 442*	mg/L	600	600	600	600	600
Ácido sulfúrico O.I.	mg/L	145.6	147.5	149.6	147.5	142.6
Filtros cartuchos	pzas	1200	1200	1200	1200	1200
Antiincrustante Evap*	mg/L	70	70	70	70	70
Ácido sulfúrico Evap	mg/L	305.7	325.8	318.5	307.8	310.5
Hidróxido de sodio	mg/L	300	295.6	300	305.6	295.6
Antiespumante Crist*	mg/L	794.6	798.6	800	7.92	7.98

* El nombre comercial o principio activo no fue proporcionado

Tabla 27. Consumo de reactivos en el segundo año en el módulo de tratamiento salino

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual				
Concepto	Unidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo
Antiincrustante O.I.*	mg/L	4.5	4.6	4.5	4.4	4.5
Limpieza O.I. 411*	mg/L	1000	1000	1000	1000	1000
Limpieza O.I. 442*	mg/L	600	600	600	600	600
Ácido sulfúrico O.I.	mg/L	145	148	145	145.3	147.2
Filtros cartuchos	pzas	1200	1200	1200	1200	1200
Antiincrustante Evap*	mg/L	70	70	70	70	70
Ácido sulfúrico Evap	mg/L	321	325	330	305	312
Hidróxido de sodio	mg/L	295.4	296.3	297.5	295.4	298.5
Antiespumante Crist*	mg/L	810.3	798.6	795.4	800.1	791.5

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual			
Concepto	Unidad	Junio	Julio	Agosto	Septiembre
Antiincrustante O.I.*	mg/L	4.3	4.5	4.5	4.4
Limpieza O.I. 411*	mg/L	1000	1000	1000	1000
Limpieza O.I. 442*	mg/L	600	600	600	600
Ácido sulfúrico O.I.	mg/L	149.2	150	150	150
Filtros cartuchos	pzas	1200	1200	1200	1200
Antiincrustante Evap*	mg/L	70	70	70	70
Ácido sulfúrico Evap	mg/L	315.4	300.5	345.6	325.8
Hidróxido de sodio	mg/L	297.4	295.6	296.1	295.1
Antiespumante Crist*	mg/L	800	796.3	785.4	805.6

* El nombre comercial o principio activo no fue proporcionado

Con los análisis realizados durante la semana de muestreo, se elaboró el esquema presentado en la Figura 11 donde se presenta el balance de materia para el sistema de ósmosis inversa.



Figura 11. Balance de materia en el sistema de ósmosis inversa

En la Tabla 28 se resumen las eficiencias de remoción observadas para el sistema de ósmosis inversa. De estos resultados se concluye que el proceso de ósmosis funciona de manera adecuada, sin embargo, cabe destacar existe en el efluente una cantidad excesiva de Coliformes Fecales (1032 NMP/100 mL) y Sulfuros (23.54 mg/L), considerando la magnitud de estos parámetro a la entrada al proceso de ósmosis inversa, es probable que exista contaminación microbiana en la torre de decarbonatación o en el tanque de almacenamiento de permeado.

Tabla 28. Eficiencias de remoción en el sistema de ósmosis inversa

Parámetro	Unidades	Influente de ósmosis	Efluente Agua Tratada	Cantidad removida	Porcentaje de remoción (%)
FLUJO	L/s	135.11	126.71	NA	NA
DUREZA DE CALCIO	mg CaCO ₃ /L	62.86	0.34	62.53	99.47
DUREZA DE MAGNESIO	mg CaCO ₃ /L	267.40	5.92	261.48	97.79
SODIO	mg/L	334.99	29.32	305.66	91.25
BICARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	51.27	10.45	40.81	79.61
CARBONATOS	mg CaCO ₃ /L	NSD	NSD	-	-
CLORUROS	mg/L	0.10	0.08	0.02	23.94
SULFATOS	mg/L	404.83	17.22	387.61	95.75
DUREZA TOTAL	mg CaCO ₃ /L	330.26	6.33	323.94	98.08
ALCALINIDAD TOTAL	mg CaCO ₃ /L	51.27	10.45	40.81	79.61
SÓLIDOS TOTALES DISUELTOS, STD	mg/L	1488.00	92.00	1396.00	93.82
SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES, SST	mg/L	7.00	0	7.00	100
SÍLICE	mg/L	7.59	0.47	7.13	93.85
FENOLES	mg/L	0.03	0.01	0.02	59.71
N-NH ₃	mg/L	11.03	0.16	10.87	98.58
COLIFORMES FECALES	NMP/100mL	0.67	1032.57	NA	NA
CONDUCTIVIDAD ELÉCTRICA	µmhos/cm	1400.00	182.86	1217.14	86.94
S.A.A.M	mg/L	0.312	0.07	2.11	96.87
D.B.O. Tot	mg/L	5.88	0.53	9.35	94.65
D.Q.O. Tot	mg/L	103.21	NSD	-	-
GRASAS Y ACEITES	mg/L	2.03	1.87	0.16	7.96
pH		7.46	7.69	NA	NA
FOSFATOS	mg/L	NSD	NSD	-	-
TEMPERATURA	°C	29.07	29.86	NA	NA

NA= No aplica, NSD = No se Detecta o Contiene Menos del Límite de Detección

Como referencia, en la Tabla 29 se presentan características principales, encontradas en la literatura, de los módulos y las membranas utilizadas en los sistemas de ósmosis inversa.

Como se puede observar en la Tabla 29, las cualidades de separación de contaminantes son las mismas en todos los módulos, ya que las características de las membranas que se utilizan no son muy distintas, incluso en algunos son las mismas.

Pero en cuanto a la eficiencia de éstos, se ve una clara ventaja en la utilización de fibra hueca y enrollamiento espiral.

Este último tipo de módulo es el utilizado en el sistema de ósmosis inversa de la PTAR.

Tabla 29. Comparación de características típicas de diferentes módulos comerciales de membranas de ósmosis inversa

Características	Tipo de módulo				
	De placas	Tubular	Espiral	Fibra hueca	
Superficie de la membrana (m ²)	15-50	1.5-7	30-34	370-575	
Volumen de cada módulo (m ³)	0.30-0.40				
Caudal por módulo (m ³ /d)	9-50	0.03-1	0.03	0.04-0.08	
Grado de compactación (m ² de membrana por m ³)	50-125	0.9-7	1000-1100	5000-14000	
Productividad por unidad de superficie (m ³ /d*m ²)	0.6-1	0.6-1	1-1.1	0.1-0.15	
Productividad por unidad de volumen (m ³ /d*m ³)	30-125	30-70	1000-1250	900-1500	
Conversión por módulo (%)	10	10	10-50	30-50	
Pérdida de carga por tubo de presión (bar)	2-4	2-3	1-2	1-2	
Sustitución e intercambiabilidad por otra marca	Nula	Nula	Total	Nula	
Tolerancia frente a sustancias coloidales	Mala	Buena	Mala	Mala	
Tolerancia frente a materia en suspensión	Mala	Buena	Mala	Muy Mala	
Comportamiento frente a las limpiezas	Mecánica	Regular	Bueno	No aplicable	No aplicable
	Química	Bueno	Bueno	Bueno	Bueno
	Con agua a presión	Excelente	Bueno	Bueno	Bueno
Pretratamiento necesario	Coagulación filtración (5 µm)	Filtración	Coagulación filtración (5 µm)	Coagulación filtración (1 µm)	
Aplicaciones	Alimentación, líquidos poco cargados, concentración y recuperación de sustancias	Alimentación aguas residuales y líquidos poco cargados, concentración y recuperación de sustancias	Desalación. Obtención de agua ultrapura, Aguas residuales y líquidos poco cargados	Desalación, Obtención de agua ultrapura, Aguas residuales y líquidos poco cargados	

En lo que se refiere al sistema evaporador - cristalizador diseñado para el tratamiento del rechazo de la ósmosis inversa, se encuentra operando de acuerdo con las recomendaciones de los fabricantes y las especificaciones de diseño.

4.6 Sistema de Tratamiento de Lodos

Como se mencionó anteriormente, tanto los lodos inorgánicos como los resultantes del tratamiento biológico son transportados a sus respectivos filtros banda. Se les añade un polímero que ayudará a obtener mejor eficiencia en la filtración. Posteriormente son dispuestos a confinamiento por medio de una empresa subcontratada por la PTAR. Como resultado de la verificación en planta se corroboró que el módulo de tratamiento de lodos está integrado por el equipo que se menciona en la ingeniería básica del proyecto y en el manual Filosofías de operación en plantas de tratamiento de aguas residuales, asimismo el arreglo de equipo que lo integra está en el orden indicado en dichos documentos.

En las Tablas 30 y 31 se presentan el consumo de reactivos durante dos años.

Tabla 30. Consumo de reactivos en el primer año en el sistema de ósmosis inversa

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual						
Concepto	Unidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio
Polímero Lodos*	mg/L	15.6	14.5	15	14	13.2	15	12.5

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual				
Concepto	Unidad	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Polímero Lodos*	mg/L	12.5	12	13.5	13	12.4

* El nombre comercial o principio activo no fue proporcionado

Tabla 31. Consumo de reactivos en el segundo año en el sistema de ósmosis inversa

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual				
Concepto	Unidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo
Polímero Lodos*	mg/L	15	15.6	12.3	13.6	14

Factores de Consumo		Dosis Promedio Mensual			
Concepto	Unidad	Junio	Julio	Agosto	Septiembre
Polímero Lodos*	mg/L	16.5	12.6	12.6	11.8

* El nombre comercial o principio activo no fue proporcionado

Las variables que afectan el rendimiento de los filtros banda son numerosas: las características del lodo, el método y tipo de acondicionamiento químico, las presiones aplicadas, la estructura de la máquina (incluido el drenaje por gravedad), y la porosidad, velocidad y anchura de las bandas.

Los filtros banda son sensibles a variaciones significativas de las características del lodo, lo cual da lugar a que el acondicionamiento sea inadecuado y a la reducción de la eficiencia de deshidratación es por esto que se recomienda

En los casos en los que se esperan variaciones en las características del lodo, se deben incluir instalaciones que permitan la mezcla del lodo.

Los filtros banda se encuentran disponibles comercialmente en anchuras que varían entre 0.5 y 3.5m. Las bandas de 2 m de ancho son las más comunes en el tratamiento de lodos de agua residual.

La extracción de lodo varía entre 90 y 680 kg/m³h, dependiendo del tipo de lodo y de la concentración de lodo alimentado. La extracción de agua, basada en la anchura de la banda, varía entre 1.6 y 6.3 L/m³s.

Tabla 32. Rendimientos típicos de deshidratación con filtros banda

Tipo de Lodo	% de sólidos en el lodo alimentado	% de sólidos en la torta de lodo
Primario	3-7	28-44
Primario + exceso de lodo activado	3-6	20-35
Primario + lodo procedente de filtros percoladores	3-6	20-35
Exceso de lodo activado lodo digerido por vía anaerobia	1-4	12-20
Primario + exceso de lodo activado	3-6	20-25
Lodo primario + exceso de lodo activado digerido por vía aerobia	1-3	12-20
	4-8	12-30
Lodo primario acondicionado térmicamente + exceso de lodo activado	4-8	25-50

En términos generales se considera que el sistema de deshidratación de lodos de la PTAR funciona adecuadamente.

5. PROPUESTA DE OPTIMIZACIÓN

A continuación se presentan las propuestas de optimización basadas en observaciones, análisis de laboratorio, bibliografía y los manuales de operación de la PTAR. Se han señalado las áreas que presentan mayores oportunidades de mejora y los aspectos más importantes donde su funcionamiento o rendimiento pueden ser mejorados. Los sistemas o áreas que funcionan de la forma esperada, no han sido considerados para el análisis final y por lo tanto no se han dado propuestas de mejora. Se ha tomado en cuenta solamente el aspecto técnico, recomendando de la misma forma hacer un análisis económico de la viabilidad de las propuestas a considerarse en la aplicación dentro de la PTAR.

Tanque de Igualación

Se propone evaluar la opción de contar con un tanque de igualación en la PTAR para proporcionar un caudal constante.

Con este tanque de igualación se pueden obtener parámetros más homogéneos a lo largo del tiempo; un lapso mayor entre la llegada del agua residual de la industria a la planta de tratamiento pudiendo prever con los diferentes análisis que se realizan en el influente los parámetros que puedan salirse de las especificaciones convenidas, algún evento extraordinario o la planeación de la operación a corto plazo.

De esta forma la proyección de utilización de los diferentes análisis previos al tratamiento y reactivos en cada una de las etapas, puede ser optimizada de manera que se reduzca el número de análisis realizados y dosificar de forma más precisa los reactivos durante el tratamiento del influente. (Eckenfelder, 1989)

Flujo de Influentes a la PTAR

El tren de tratamiento recibe un flujo de $134.61 \text{ L/s} \pm 0.34 \text{ L/s}$ (lecturas de flujo del 29 de octubre al 5 de noviembre de 2003) excediendo en 19.6 L/s el flujo mínimo y 19.39 L/s por debajo del flujo de diseño (flujo máximo de diseño = 154 L/s), sin embargo de acuerdo con el análisis de los flujos históricos (enero de 2002 a septiembre de 2003), la instalación industrial únicamente ha cumplido en la cantidad de agua a tratar en 9 meses, manteniéndose apenas por arriba del flujo mínimo. La corriente del influente de la instalación industrial no proporciona la cantidad de agua especificada en el diseño (105 L/s), manteniéndose por debajo de la especificación en 13.32 L/s , mientras que la corriente proveniente del Influyente 3 se mantiene por arriba del flujo nominal (35 L/s) en 7.92 L/s . La instalación industrial cumple actualmente con el compromiso de enviar a la PTAR el flujo mínimo de agua acordado, se recomienda que la instalación industrial envíe a la PTAR una mayor cantidad de agua residual, ya que de acuerdo con las especificaciones de diseño la planta está diseñada para tratar el flujo máximo en el diseño. Se recomienda que se envíe agua residual en lugar de agua cruda del Influyente 3 obteniendo así un mejor aprovechamiento de la PTAR al utilizar la capacidad máxima para la que fue diseñada.

El flujo de agua residual actualmente se encuentra en un 14% por debajo de lo establecido en el diseño. Esto se ratifica con el buen comportamiento general de la

planta de tratamiento. De la misma forma, el flujo de agua cruda proveniente de corriente Influyente 3 se encuentra 20% arriba del flujo nominal y es más de cuatro veces el flujo mínimo. En principio se puede aumentar el flujo de agua residual en 14%. Pese a estas recomendaciones en los cambios en las proporciones de los flujos, se espera que la PTAR trabaje adecuadamente ya que las recomendaciones todavía se encuentran dentro del diseño original.

Sistema de Flotación por Aire Disuelto (DAF)

Se propone evaluar el polímero que se añade al sistema DAF para la remoción de grasas y aceites.

La literatura reporta que el sulfato de aluminio es uno de los mejores coagulantes (Bache & Rasool, 2001), además de ser muy popular entre las plantas de tratamiento de aguas residuales, sobre todo en Estados Unidos. Este tipo de coagulantes inorgánicos tienden a formar flóculos de menor volumen en comparación con sus homólogos poliméricos. El sulfato de aluminio es 100 veces mejor en la coagulación de coloides negativos en comparación de su efecto coagulante en coloides positivos. El coagulante a base de polímero es policloruro de aluminio, del mismo tipo que el anterior con algunas propiedades diferentes debido a su estructura polímero y también es popular entre las plantas de tratamiento. Ambos son adecuados en base al tipo de agua residual, es posible que la cantidad no lo sea. Los factores que también pueden ser determinantes son el tiempo de preparación del sulfato de aluminio y del polímero y su tiempo de mezclado con el agua residual. Se recomienda evaluar el aumento de los tiempos de preparación, de contacto y de dosificación. Ésto aumentaría la eficiencia del DAF como se ha reportado en la literatura. (Pinto & Brandao, 2001)

Como se menciona en la Tabla 11, la carga hidráulica está por debajo de lo recomendado por lo que no hay un exceso en el uso de dicho sistema. Aunque el sistema DAF, con las especificaciones actuales, puede aumentar tres veces su carga hidráulica sin afectar su funcionalidad, como lo reporta la literatura, no es necesario ni tampoco es la causa de su bajo rendimiento.

Sistema Físicoquímico y Batería de Filtros

Dos parámetros se encuentran fuera de las especificaciones de diseño, cloro residual es menor en el caso del sistema físicoquímico y el nitrógeno amoniacal en la batería de filtros. Ambos son parámetros que no son determinantes en la calidad final del agua tratada, sin embargo su funcionamiento no es el esperado. Se recomienda verificar la dosificación de cloro en frecuencia y cantidad para alcanzar la calidad requerida así como también el lavado de los filtros y su tiempo de vida para ser sustituidos, aspectos que determinan en la calidad del filtrado. (Metcalf y Eddy, 1996)

Descarga del Sistema de Ósmosis Inversa

Existe en el efluente del sistema de ósmosis inversa un incremento de Coliformes Fecales, es probable que exista contaminación microbiana en la torre de descarbonatación o en el tanque de almacenamiento de permeado.

Es posible que dentro de los tanques, que son susceptibles a contaminación, desarrollen una capa en las paredes de los tanques la cual es resistente a los lavados convencionales, teniendo así puntos formadores de microorganismos en las etapas de operación. Se recomienda un lavado de mucha mayor intensidad en los tanques de almacenamiento de permeado y en la torre de decarbonatación.

Calidad y monitoreo de los parámetros de calidad del agua

En lo que se refiere a calidad, el influente proveniente de la industria cumple con las especificaciones de diseño a excepción de sulfuros, manteniéndose fuera de especificación por 11.83%. A pesar de ello, esta condición no impacta el buen desempeño de la planta. El efluente del tren de tratamiento de la PTAR incumple con 9 de los 24 parámetros de calidad especificados en diseño, no obstante es utilizado por la instalación industrial debido a que algunos de estos parámetros fuera de diseño no son significativos para el uso del agua en la instalación industrial.

Se recomienda ponderar la posibilidad de revisar y reconvenir un límite máximo para los parámetros pertinentes del Influyente 3 y un intervalo en los parámetros de pH y Temperatura del agua que entrega la PTAR con objeto de que se entregue agua de la calidad requerida sin encontrarse fuera de las condiciones de diseño. Las condiciones actuales del Influyente 3 permiten un buen funcionamiento de la PTAR y no impactan de manera negativa los resultados del agua tratada, es por eso que el reconvenir cuáles son los límites más adecuados permitirán una mejor identificación de eventos de mayor impacto en el resultado final.

Se propone también revisar el número y tipo de parámetros a monitorear más adecuado para cada uno de los sistemas de tratamiento. Por ejemplo para el DAF: SST, pH, DQO, grasas y aceites. Para el sistema de tratamiento biológico: SST, N-NH₃, DBO, SAAM, DQO y fenoles. Para el sistema de tratamiento fisicoquímico: Dureza de Calcio, dureza de magnesio, dureza Total, cloro, alcalinidad, SST, sílice, DBO, DQO, pH y conductividad. Para la batería de filtros: Dureza de calcio, dureza de magnesio, alcalinidad, dureza total, SST, coliformes fecales, conductividad, DQO y DBO. Para el sistema de ósmosis inversa: sulfatos, sílice, cloruros, dureza de calcio, dureza de magnesio, alcalinidad, conductividad, pH, SDT, sodio. Esto nos proporciona una mejor visión del funcionamiento de cada parte de la planta, realizar análisis por etapa y por sistema, predecir el comportamiento por métodos estadísticos además del mejoramiento en la planeación del mantenimiento preventivo y correctivo.

6. CONCLUSIONES

1. La mejor alternativa es realizar las adecuaciones de operación necesarias, como la distribución de los muestreos, revisión de la dosificación de reactivos, al tren de tratamiento existente en la PTAR a efecto de que, bajo la situación actual de calidad y volumen de agua residual entregado por la instalación industrial, se mejore la calidad del agua tratada.
2. Las especificaciones de flujos de agua, particularmente en el caso de las corrientes de Influyente 1 e Influyente 2, no corresponden a la capacidad actual instalada de la PTAR. Se recomienda que la instalación realice su mayor esfuerzo por enviar una cantidad mayor de agua con la finalidad de aprovechar la capacidad máxima de la PTAR.
3. Los sistemas de tratamiento de agua con los que cuenta la PTAR son capaces de producir agua de calidad aceptable para las necesidades de la instalación industrial debido a que cuentan con la infraestructura suficiente.
4. En el Sistema de Flotación por Aire Disuelto (DAF), la remoción de Grasas y Aceites y Sólidos Suspendidos Totales (SST) es deficiente. Se considera que la operación de este equipo puede ser sensiblemente mejorada. Los puntos principales a considerar es la dosificación de coagulantes, tiempo de preparación y de mezclado con el influente.
5. El Sistema Biológico funciona adecuadamente, dando como resultado parámetros dentro de los límites establecidos de calidad de agua requeridos. Para las condiciones actuales de operación y funcionamiento no se ha hecho ninguna recomendación.
6. En el Sistema de Tratamiento Físicoquímico existe un incremento de Alcalinidad, de manera que es necesario verificar la cantidad de CO_2 que se está dosificando.
7. La eficiencia de remoción de SST de la batería de filtros es deficiente. El sistema DAF debería poder remover parte de los sólidos suspendidos totales, actualmente no realiza de forma óptima esta operación por lo que se recomienda el hacer las propuestas para mejorar la batería de filtros una vez que el Sistema DAF funcione adecuadamente.
8. Existe en el efluente del Sistema de Ósmosis Inversa un incremento de Coliformes Fecales, es probable que exista contaminación microbiana en la torre de decarbonatación o en el tanque de almacenamiento de permeado. Por lo tanto se recomienda el lavado de mayor intensidad en los posibles focos de contaminación.
9. El Sistema de Evaporación y Cristalización funciona adecuadamente, dando como resultado parámetros dentro de los límites establecidos de calidad de agua requeridos. Para las condiciones actuales de operación y funcionamiento no se ha hecho ninguna recomendación.
10. El Sistema de Deshidratación de Lodos funciona adecuadamente, dando como resultado parámetros dentro de los límites establecidos de calidad de agua requeridos. Para las condiciones actuales de operación y funcionamiento no se ha hecho ninguna recomendación.

RECOMENDACIONES

1. Es ampliamente recomendable que se actualice el esquema de uso integral, aprovechamiento y reciclaje de agua en la instalación industrial, a efecto de mantener constante la cantidad de agua residual producida y en caso de que la cantidad de agua residual producida en la instalación industrial supere la capacidad de diseño de la PTAR considerar una ampliación con el fin de evitar descargas.
2. Se recomienda que la instalación industrial promueva la realización de estudios específicos para optimizar el funcionamiento de la PTAR incluyendo pruebas de tratabilidad y estudios técnicos económicos para la instalación de infraestructura adicional.
3. Es necesario buscar concordancia entre la calidad requerida por la instalación industrial y los parámetros de diseño, específicamente en lo que se refiere a la dureza para el efluente de la instalación industrial y la alcalinidad en el efluente de PTAR.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. A.C.T. Pinto Filho & C.C.S. Brandao (2001) *Evaluation of flocculation and dissolved air flotation as an advanced wastewater treatment.*, Water Science and Technology, Vol. 43, No. 8, pp. 83-90
2. Ajenjo, A.D. (2000) *Dirección y Gestión de Proyectos: Un enfoque práctico.*, Ed. Alfa Omega., México
3. APHA-AWWA-WPCF (1995) *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater.*, 18ª edición, Washington DC, EEUU.
4. C. Ferguson, G.S. Logsdon, D. Curley (1995) *Comparison of Dissolved Air Flotation and Direct Filtration.*, Water Science and Technology, Vol. 31, No. 3-4, pp. 113-124
5. D. H. Bache & E. Rasool (2001) *Characteristics of alumino-humic flocs in relation to DAF performance.*, Water Science and Technology, Vol. 43, No. 8, pp. 203-208
6. Eckenfelder, W.W. Jr. (1989) *Industrial Water Pollution Control.*, Mc Graw-Hill International, Nueva York, EEUU.
7. Hallvard, O. (1995) *Optimization of Flocculation/Flotation in Chemical Wastewater Treatment.*, Water Science and Technology, Vol. 31, No. 3-4, pp. 73-82
8. James, E. (1995) *Principles and Applications of Dissolved Air Flotation.*, Water Science and Technology, Vol. 31, No. 3-4, pp. 1-23
9. Kemmer, F. (1989) *Manual del Agua. Su Naturaleza Tratamiento y Aplicaciones (Manual Nalco del Agua). Primer Tomo*, McGraw Hill, México.
10. Kiuru, H.J. (2001) *Development of dissolved air flotation technology from the first generation to the newest (third) one (DAF in turbulent flow conditions)*, Water Science and Technology, Vol. 43, No. 8, pp. 1-7
11. L.A. Féris, C. W. Gallina, R. T. Rodriguez, J. Rubio (2001) *Optimizing dissolved air flotation design and saturation.*, Water Science and Technology, Vol. 43, No. 8, pp. 145-157
12. Martinez, S. (1999) *Parámetros de diseño de sistemas de tratamiento de aguas residuales.*, 1ª Edición, Universidad Autónoma Metropolitana, México, D.F.
13. Metcalf & Eddy (1996) *Ingeniería de las aguas residuales.*, 3ª Edición, McGraw Hill, México, D.F.
14. Moser, A. (1988) *Bioprocess Technology Kinetics and Reactors.*, Ed. Springer-Verlag, New York, EEUU.

15. N. I. Galil & D. Wolf (2001) *Removal of hydrocarbons from petrochemical wastewater by dissolved air flotation.*, Water Science and Technology, Vol. 43, No. 8, pp. 107-113
16. N. I. Galil & D. Wolf (2001) *Removal of hydrocarbons from petrochemical wastewater by dissolved air flotation.*, Water Science and Technology, Vol. 43, No. 8, pp. 107-113
17. R. Perry & D. Green (1988) *Chemical Engineers Handbook.*, McGraw Hill International, 6ª Edición, EEUU.
18. RG Systems (2002) *Fundamentos de la Ósmosis Inversa.*, Manual Técnico RG Systems, España
19. T. Amato, J. K. Edzwald, J. E. Tobiason, J. Dahlquist, T. Hedberg (2001) *An integrated approach to dissolved air flotation.*, Water Science and Technology, Vol. 43, No. 8, pp. 19-26
20. William A. Lovins III, James S. Taylor, S. K. Hong (2002) *Micro-Organism Rejection by Membrane Systems.*, Environmental Engineering Science, Vol. 9, No. 6, pp. 453-465

Un muy especial agradecimiento
al Dr. Alfonso Durán, Carlos Roth,
el Bote, Itzel, Euedino, Enrique,
que sin su invaluable ayuda y cooperación,
esta tesis no hubiera sido posible



11 Jun 2004