

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAISO
FACULTAD DE INGENIERIA
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE INGENIERO CIVIL
QUIMICO

**SISTEMA DE ABATIMIENTO DE OLOR
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA
POTABLE CONCÓN-ESVAL**

Emanuel Castro Aguilera

Profesor Guía:
José Torres Titus

2013

Resumen

El presente estudio analiza posibles soluciones, las cuales puedan implementarse en una planta de tratamiento de agua potable, frente a problemas de olor en el agua cruda del curso bajo del río Aconcagua. Debido al florecimiento de microorganismos surge en el agua cruda un olor desagradable, situación que debe solucionarse al requerirse agua potable inodora.

Compuestos tales como geosmina y MIB son comunes en el agua cruda superficial. Estos generan problemas de olor a tierra húmeda y moho. Las quejas, por la calidad organoléptica del agua potable, emitidas a la planta de tratamiento de agua potable Concón-Esval, relacionan el problema al compuesto geosmina, al detectar un olor a tierra húmeda en el agua potable que consumen.

Dentro de las alternativas generales para el abatimiento de olor en el agua potable, se encuentra principalmente la preoxidación y adsorción de estos compuestos.

En relación a una etapa de preoxidación, esta se ubica preferentemente antes de la coagulación, oxidando materia orgánica y metales pesados que puedan estar presentes en el agua. Como compuestos oxidantes puede utilizarse preferentemente: cloro, permanganato de potasio, dióxido de cloro, ozono y procesos avanzados de oxidación. Los dos últimos son los más efectivos en el abatimiento de los compuestos geosmina y MIB.

Una etapa de adsorción utilizando carbón activado, puede ser situada luego de la etapa de preoxidación (utilizando carbón activado pulverizado) o luego de una etapa de filtración rápida (utilizando carbón activado granular como un lecho). El carbón activado es un método efectivo de abatimiento olor, al no ser selectivo en los compuestos que adsorbe.

Analizando distintos métodos de oxidación y adsorción se estima que los procesos que involucran ozono y/o carbón activado granular son efectivos abatiendo el olor de las muestras utilizadas.

Se efectúa análisis de costo para tres tratamientos de abatimiento de olor: preoxidación con ozono, un filtro de carbón activado granular y un tratamiento de preoxidación con ozono en conjunto con un filtro de carbón activado granular. En base a un análisis de costo, tomando como referencia el costo de equipos principales, se concluye que el tratamiento de menor inversión es el de preoxidación con ozono, utilizando una dosis de 8 [mg/l].

Índice

Resumen.....	ii
Índice de Tablas	v
Índice de figuras	vi
Capítulo 1: Objetivos	1
1.1 Aspectos generales del problema	1
1.2 Objetivos del proyecto	2
1.2.1 Objetivo general	2
1.2.2 Objetivos específicos	2
Capítulo 2: Descripción de la planta Concón-Esval.....	3
2.1 Aspectos generales.....	3
2.1.1 Planta de tratamiento n°1.....	4
2.1.2 Planta de tratamiento n°2.....	6
2.1.3 Planta de tratamiento n°3.....	9
2.2 Proceso de lavado de unidades de tratamiento.....	11
2.2.1 Lavado de decantadores	11
2.2.2 Lavado de filtros.....	12
2.3 Etapas involucradas en el abatimiento de olor.....	16
2.4 Razones para el cambio del método actual.....	16
Capítulo 3: Marco teórico	19
3.1 Origen del olor en el agua potable.....	19
3.1.1 Tipos de problemas de olor.....	19
3.1.2 Causas de los problemas de olor.....	21
3.2 Sistemas de abatimiento disponibles	22
3.2.1 Preoxidación	22
3.2.2 Carbón activado	36
3.2.3 Tratamiento de ozono y carbón activado	40
3.3 Análisis de aguas y ensayos de tratamiento	41
3.3.1 Ensayos de cloración	41
3.3.3 Ensayos de permanganato de potasio.....	44
3.3.4 Ensayos con ozono.....	45
3.3.5 Ensayos con Peroxono.....	46
3.3.6 Ensayos con carbón activado	48
3.3.7 Ensayos con ozono y carbón activado	49

3.3.8	Determinación de olor por Método organoléptico (Método Standard).....	50
Capítulo 4:	Resultados de práctica en ensayos de preoxidación y adsorción.	53
4.1	Cloración.....	54
4.2	Permanganato de potasio	55
4.3	Ozono.....	56
4.4	Peroxono (ozono/ Peróxido de hidrógeno).	57
4.5	Ensayos con CAG.....	58
4.6	Ensayos con Ozono y CAG.....	59
4.7	Observaciones.....	59
Capítulo 5:	Análisis de costos.....	60
5.1	Análisis de costos general	60
5.2	Análisis de costo proceso de ozonización (Proyecto n°1)	62
5.3	Análisis de costo Filtro de CAG (Proyecto n°2)	64
5.4	Análisis de costo Ozonizador en conjunto con filtro de CAG (Proyecto n°3).....	66
5.5	Costo mensual por cliente de cada proyecto y elección del más adecuado.	68
Capítulo 6:	Especificaciones técnicas del sistema a implementar.....	70
6.1	Proceso técnico del sistema.....	70
6.2	Layout del proceso de preoxidación con ozono	72
Capítulo 7:	Conclusiones	76
Bibliografía		78
Apéndice A:	Memoria de Cálculo.....	80
Apéndice B:	Descripción de equipos de la planta de tratamiento de agua potable Concón-Esval.	90

Índice de Tablas

TABLA 3.1: COMPUESTOS CAUSANTES DE OLOR EN EL AGUA	20
TABLA 3.2: EFICIENCIA COMPARATIVA DE OXIDANTES PARA APLICACIONES DE TRATAMIENTO DE AGUA	36
TABLA 5.1: ESTIMACIÓN DE CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN EN RELACIÓN AL COSTO DE EQUIPOS PRINCIPALES EN UNA PLANTA PROCESADORA DE FLUIDOS.	60
TABLA 5.2: ESTIMACIÓN DEL COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN.....	61
TABLA 5.3: CAPITAL DE INVERSIÓN PROYECTO N°1.....	63
TABLA 5.4: COSTO TOTAL DE PRODUCTO PROYECTO N°1.	63
TABLA 5.5: DATOS DE FINANCIAMIENTO PROYECTO N°1.....	63
TABLA 5.6: DATOS PARA LA ESTIMACIÓN DE COSTO DEL PROYECTO N°2.....	64
TABLA 5.7: CAPITAL DE INVERSIÓN PROYECTO N°2.....	65
TABLA 5.8: COSTO TOTAL DEL PRODUCTO PROYECTO N°2.	65
TABLA 5.9: DATOS DE FINANCIAMIENTO PROYECTO N°2.....	65
TABLA 5.10: DATOS PARA LA ESTIMACIÓN DE COSTO DEL PROYECTO N°2.....	66
TABLA 5.11: CAPITAL DE INVERSIÓN PROYECTO N°3.	67
TABLA 5.12: COSTO TOTAL DEL PRODUCTO PROYECTO N°3.	67
TABLA 5.13: DATOS DE FINANCIAMIENTO PROYECTO N°3.....	67
TABLA 5.14: COSTO MENSUAL POR CLIENTE DEL PROYECTO N°1 EN USD.....	68
TABLA 5.15: COSTO MENSUAL POR CLIENTE DEL PROYECTO N°2 EN USD.....	68
TABLA 5.16: COSTO MENSUAL POR CLIENTE DEL PROYECTO N°3 EN USD.....	68
TABLA 6.1: PROPIEDADES DEL GAS DE ALIMENTACIÓN	70
TABLA 6.2: CONDICIONES DE ENTRADA DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO.....	71

Índice de figuras

FIGURA 2.1: ESQUEMA DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA ESVAL S.A. CONCÓN.....	4
FIGURA 2.2: ESQUEMA DE LA PLANTA N°1.....	6
FIGURA 2.3: ESQUEMA DE LA PLANTA N°2.....	7
FIGURA 4.1: PUNTO CRÍTICO DEL CLORO EN AGUA A POTABILIZAR.	25
FIGURA 5.2: CURVA PRÁCTICA DE DEMANDA DE CLORO.....	43
FIGURA 6.1: ESQUEMA DEL PROCESO DE PREOXIDACIÓN CON OZONO	71
FIGURA 6.2: DIAGRAMA DE FLUJO DE LA ETAPA DE ALIMENTACIÓN Y PREOXIDACIÓN CON OZONO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE	74

Índice de Acrónimos

CAG: Carbón Activado Granular.

CAP: Carbón Activado Pulverizado.

CEP: Costo de Equipos Principales.

CIF: Costo, Seguro y Flete (Cost, Insurance and Freight).

COA: Carbón Orgánico Asimilable.

CTA: Costo total anual.

EBCT: Tiempo de contacto de lecho vacío (Empty Bed Contactor Time).

ETAP: Estación de Tratamiento de Agua Potable.

FOB: Libre a Bordo (Free On Board)

Geosmina: 1, 2, 7, 7-tetrametil-2-norborneol.

IBMP: 3-Isobutil-3-metoxipirazina.

IPC: índice del precio al consumidor.

IPMP: 2-Isopropil-3-metoxipirazina.

MIB: 2-Metilisoborneol.

MON: Materia Orgánica Natural.

MTBE: Metil Terbutil Éter

NTU: Unidad Nefelométrica de Turbidez.

PAO: Proceso Avanzado de Oxidación.

PCE: Percloroetileno.

PPB: Partes Por Billón.

PPM: Partes Por Millón.

PPT: Partes Por Trillón.

TCA: Tricloroetano.

TCE: Tricloroetileno.

THM: Trihalometano.

TOX: Halógeno Orgánico Total.

UF: Unidad de Fomento.

USD: Dólar de Estados Unidos.

UV: Ultravioleta.

VS: Valor de Salvamento.

Capítulo 1: Objetivos

Debido a que el tratamiento aplicado en la planta de tratamiento abate con dificultad los olores generados por microorganismos, se efectúa un estudio de distintos métodos para conseguir agua inodora, uno de los requisitos físicos del agua potable.

1.1 Aspectos generales del problema

El olor es una de las características que define la calidad organoléptica del agua potable. Principalmente en primavera, muchas quejas de los consumidores se relacionan con esta característica. Ya que el agua está regulada por la Norma Chilena Oficial NCh409/1.Of2005, se debe disponer de agua potable inodora.

El primer paso, antes de aplicar un tratamiento de abatimiento de olor, implica la implementación de un programa de control de los compuestos que causan este problema. Bajo ciertas circunstancias, este tratamiento puede ser un simple monitoreo de problemas de olor, desarrollando un mantenimiento preventivo del sistema. En otros casos, el tratamiento es más complejo y puede implicar equipamiento especial para tratar estos problemas.

El olor en el agua de consumo puede ser originado por distintas causas que pueden encontrarse, ya sea en su fuente, en su tratamiento o en la propia red de distribución. En su mayoría las causas están en el origen.

La aparición de olor por problemas en el agua cruda se puede relacionar con el aumento en la temperatura ambiental en estaciones cálidas, ya que existe un brote de microorganismos durante estos meses, dejando un olor desagradable principalmente en primavera.

Dos de los olores que aparecen más frecuentemente en el agua potable son causados por la presencia de los compuestos geosmina y MIB. El primero producido por cianofitas y cianomicetos, mientras que el segundo por cianobacterias.

1.2 Objetivos del proyecto

1.2.1 Objetivo general

Encontrar un sistema, efectivo y económicamente viable, para el abatimiento de olor, causado por metabolitos de microorganismos, en agua cruda del curso bajo del río Aconcagua, el cual pueda implementarse en la planta de tratamiento Concón-Esval.

1.2.2 Objetivos específicos

- Buscar en bibliografía causas de los problemas de olor en el agua potable.
- Buscar en bibliografía métodos de abatimiento de olor, utilizados en plantas de tratamiento de agua potable.
- Probar los métodos, mediante ensayos a nivel de laboratorio, utilizando como solución problema agua cruda del río Aconcagua, analizando su comportamiento en relación al abatimiento del olor de esta solución.
- Analizar económicamente la viabilidad de los métodos efectivos.
- Analizar la factibilidad de implementación de los métodos efectivos en la planta de tratamiento Esval-Concón.

Capítulo 2: Descripción de la planta Concón-Esval

En primera instancia, se describe la planta de tratamiento de agua potable Concón-Esval, la cual abastece alrededor de 52.500 clientes en invierno y 126.000 clientes en verano.

El tratamiento de agua potable, de manera general, trata las aguas del curso bajo del río Aconcagua mediante las siguientes etapas: precloración, coagulación-floculación, decantación, filtración, desinfección y fluoruración. De igual forma se describe el proceso de lavado de unidades, como es el caso de decantadores y filtros, manteniendo un control en los lodos que se acumulan en estas unidades.

También se destacan las etapas que se involucran principalmente en el abatimiento de olor en el agua potable de la planta de tratamiento y las razones por las cuales se debe hacer una mejora en el proceso.

2.1 Aspectos generales

La planta de agua potable Concón-Esval está ubicada en el curso bajo del río Aconcagua, a 2,5 [km] de su desembocadura al mar. Se puede ingresar desde el camino internacional Viña del mar – Mendoza, a 2 [km] de la rotonda Concón.

El proceso de potabilización se realiza a través de tres plantas. La primera es la planta de tratamiento n°1 que fue construida en 1917, esta tiene una capacidad de 700 [l/s]. La segunda es la planta de tratamiento n°2 que fue construida en 1994 para satisfacer el déficit que se produce principalmente en los meses de verano debido al aumento de la demanda de agua potable por el desarrollo y crecimiento de las ciudades de Viña del Mar y Valparaíso, con capacidad de 525[l/s]. La planta de tratamiento n°3 fue construida en 2012, utilizada para tratar agua subterránea, con una capacidad de 250 [l/s].

Las plantas n°1 y n°2 funcionan en base a una captación superficial en el río Aconcagua, en la figura (2.1) se muestra un esquema del tratamiento de agua y la disposición de etapas principales. La toma de agua se conecta a una planta elevadora de baja presión, con un caudal de 2.200 [l/s], además de una planta auxiliar compuesta por 2 bombas flygt con un caudal de elevación de 1.200 [l/s].

Las aguas captadas superficialmente pasan por una cámara de rejillas, donde quedan retenidos los cuerpos de mayor tamaño como ramas, palos, cuerpos flotantes, etc.

La planta elevadora de baja impulsa las aguas captadas hasta ambas plantas de tratamiento.

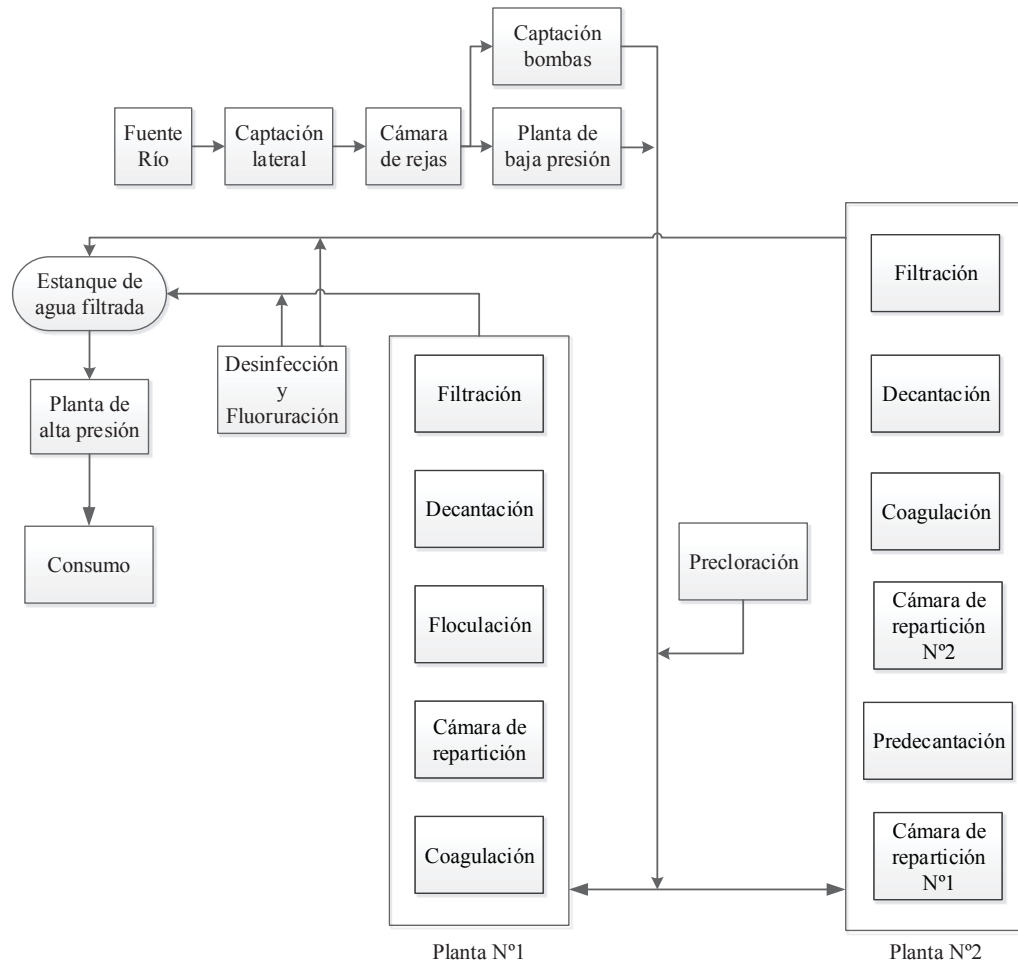


Figura 2.1: Esquema de la planta de tratamiento de agua Esval S.A. Concón.

El primer paso antes de que las aguas ingresen a ambas plantas es la precloración cuya dosificación se realiza en base a las concentraciones de hierro y manganeso.

2.1.1 Planta de tratamiento n°1

El agua cruda captada es tratada con una solución de sulfato de aluminio (coagulante), cuya dosificación se realiza sobre la base de la turbiedad del agua a tratar. Para la eliminación de olores y sabor se incorpora CAP (carbón activado pulverizado) mediante un tornillo sinfín. La dosis de mantenimiento oscila entre 1 y 6 ppm, aumentando en tiempos de mayor concentración de compuestos de sabor y olor en el agua fuente.

Una vez añadido el coagulante el agua ingresa a la cámara de repartición, que distribuye el caudal en forma equitativa a los floculadores. Por simetría del diseño a cada lado de la cámara de repartición se encuentran 6 floculadores.

El agua entra a los demás floculadores a través de orificios cuadrados que se encuentran en las paredes divisorias. En los floculadores se produce una agitación lenta, mediante aletas que se encuentran adheridas a un eje vertical, para la formación del floculo.

Las aguas que salen de los floculadores van cayendo en una canaleta, por rebalse pasan a los decantadores, avanzan con flujo horizontal a través de las cuatro secciones del decantador, hasta llegar a una canaleta final por donde son desaguadas. Los flóculos formados precipitan formando una capa de lodo en el fondo del decantador, los cuales son evacuados a través de una compuerta lateral en el fondo de cada sección del decantador, recolectados a través de un ducto común, conducidos y dispuestos en el río. Este proceso se realiza aproximadamente una vez al mes.

Las aguas que ya han pasado por los decantadores se llevan a los filtros. El agua ingresa al filtro por dos canaletas, que se encuentran sobre el lecho de filtración, donde por rebalse caen sobre el material filtrante, al pasar a través de este, se separan las partículas y microorganismos objetables que no han sido eliminados en el proceso de sedimentación. El sistema de salida de las aguas filtradas es de tipo Wheeler, que consiste en una losa de concreto ubicada sobre el fondo del filtro, provista de orificios troncocónicos y bolas por donde pasa el agua. El filtro cuenta además con un lecho filtrante, el cual alcanza a 1,0 [m].

Una vez que el agua ha sido filtrada, se ha extraído una gran parte de sus componentes indeseables, pero algunos microorganismos pueden haber quedado en el agua, para ello se le agrega desinfectante, en este caso se usa gas cloro.

Posteriormente, con el propósito de mejorar la salud dental, se realiza una fluoruración del agua, agregando silicofluoruro de sodio, el cual se aplica como solución no saturada.

En la figura (2.2) se muestra un esquema de la planta de tratamiento n°1, desde la etapa de ingreso en la cámara de repartición n°1 hasta la etapa de filtración.

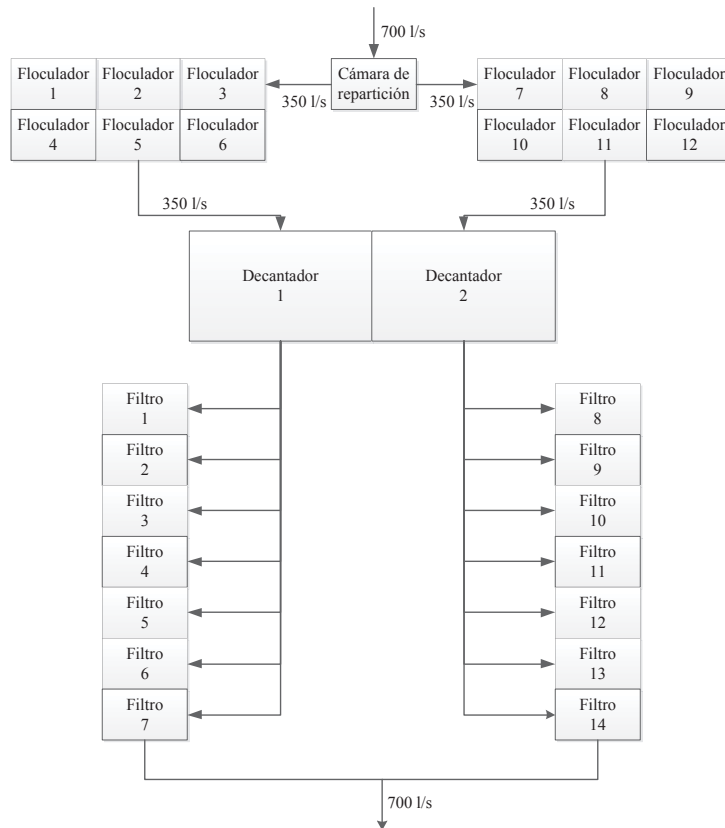


Figura 2.2: Esquema de la planta n°1.

2.1.2 Planta de tratamiento n°2

Como se aprecia en la figura (2.3), la cual esquematiza los principales equipos de la planta de tratamiento n°2, las aguas captadas llegan a la cámara de repartición n°1, a la cual entran por el fondo, en la parte central de la cámara. La entrada es a través de un tubo de acero ranurado, vertical, que tiene por objetivo aquietar el flujo, repartiendo radialmente el agua hacia los vertederos que se encuentran a su alrededor. Posteriormente, los vertederos descargan a una cámara húmeda desde donde nacen conductos, los cuales reparten el agua en forma equitativa a los distintos predecantadores.

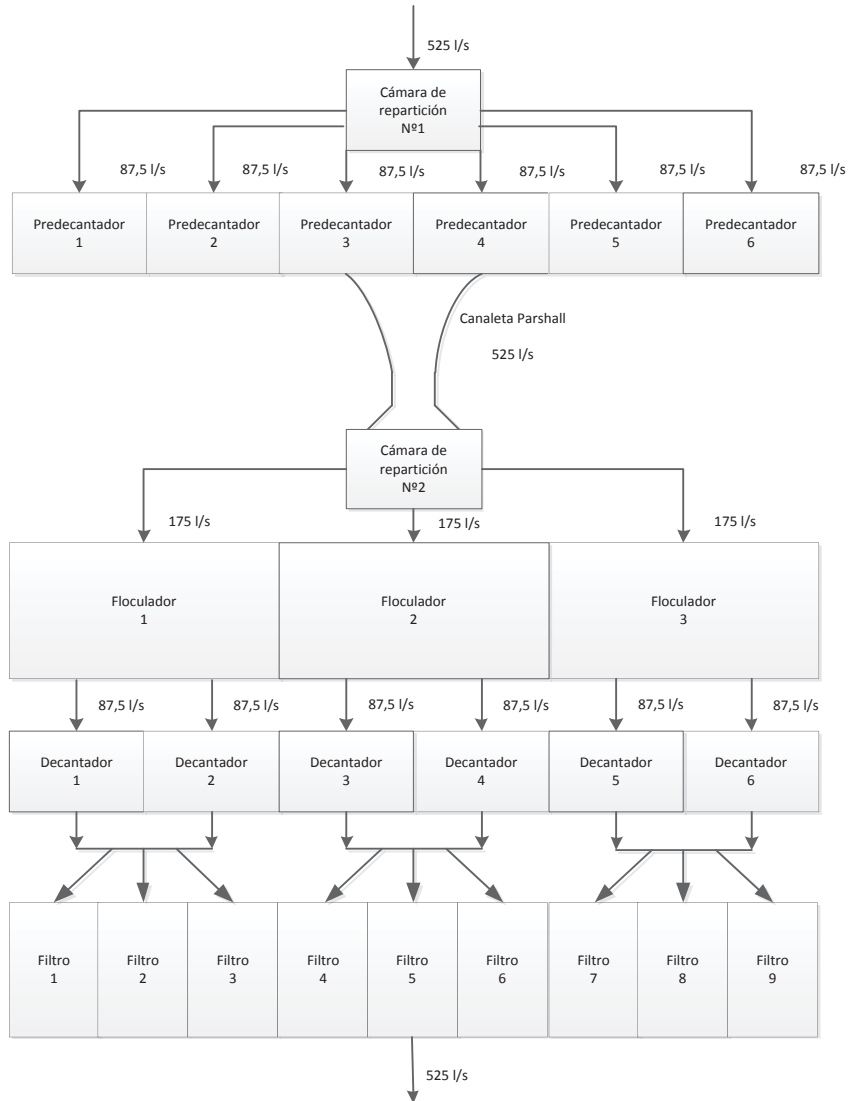


Figura 2.3: Esquema de la planta n°2.

El agua proveniente de la cámara repartidora pasa a la etapa de predecantación. Entra por un ducto que descarga a una tolva de entrada, la cual se comunica con el interior de la estructura a través de una rendija inferior, que introduce una pérdida de carga con el objeto de asegurar una repartición uniforme a lo largo de toda la unidad. La entrada del agua resulta así sumergida y frontal, para luego ascender por entre las placas inclinadas. El objetivo de estas unidades de predecantación, es retirar los sólidos más pesados, esto es arena y arcilla, con el fin de que dichas partículas no ingresen a las unidades de etapas posteriores donde su presencia podría provocar problemas de operación. Los lodos generados caen en el fondo en una tolva, de donde posteriormente son retirados través de una válvula, ubicada en el extremo inferior, a la salida de la unidad.

Finalmente el flujo es recolectado superiormente por medio de canaletas longitudinales, a las cuales el agua vierte libremente por medio de vertederos triangulares que garantizan una recolección uniforme, y por lo tanto una distribución también uniforme del flujo en las placas. El agua recolectada de este modo es finalmente descargada, también libremente, al canal recolector de agua predecantada.

El canal recolector de las aguas predecantadas, termina en su extremo aguas abajo en una canaleta Parshall. La canaleta Parshall es una estructura que por su forma física produce un resalto hidráulico el cual genera la turbulencia necesaria para que se realice una buena mezcla del coagulante, por lo tanto, en este punto se agregan los coagulantes, polielectrolitos u otros. Además sirve para medir el caudal de salida de los predecantadores. El coagulante se agrega entonces, precisamente en el punto de mayor turbulencia, razón por la cual se ha ubicado la sala de dosificación de coagulante cercana a este punto. Para el agregado de éste hay una bomba dosificadora, con inyección del producto a la canaleta Parshall, mediante una cañería, la cual descarga a una canoa especial de dispersión. Una vez dispersados los coagulantes, hay que producir una lenta agitación en el agua para permitir el crecimiento del flóculo.

Las aguas que salen de la canaleta Parshall pasan a la cámara de repartición n°2, que se encarga de repartir en forma equitativa el caudal hacia los floculadores además de controlar el resalto hidráulico en la canaleta Parshall. Esto último se logra por medio del nivel de agua en la cámara, y por la interposición perpendicular de una pantalla frente a la zona de entrada. El objetivo principal de la cámara es lograr una repartición equitativa del flujo y dicha repartición se obtiene por medio de 3 vertederos superiores, ubicados a la misma cota. Estos descargan las aguas en una cámara húmeda, desde donde nacen los respectivos ductos que conducen el agua a los floculadores.

El crecimiento del flóculo es inducido por el contacto entre partículas de mayor diámetro, creado por el gradiente de velocidad de la masa líquida, este proceso se realiza en el floculador hidráulico. Ya que es una unidad de tipo hidráulico y con flujo horizontal, el flujo va y viene alrededor de los tabiques haciendo giros de 180° al final de cada uno. La entrada a los floculadores se efectúa por el extremo del primer canal, de tal forma de aprovechar íntegramente la unidad. La salida del flujo del floculador, se efectúa a través de un canal que se bifurca en dos para distribuir el flujo a los respectivos decantadores. El sistema de salida del floculador corresponde también al sistema de entrada de los decantadores.

El agua proveniente de uno de los floculadores se divide en dos partes iguales, por la simetría del diseño, alimentando a los respectivos decantadores, a través de un canal de repartición que se extiende longitudinalmente por el centro de cada decantador, con perforaciones inferiores uniformemente

distribuidas para el ingreso del agua al interior de las unidades. Los canales repartidores tienen orificios en el fondo, en toda la longitud, por donde sale el agua, repartiéndose uniformemente a los lados de la canaleta y en la longitud del decantador. Posteriormente las aguas decantadas son recolectadas superiormente por una malla de tuberías perforadas transversalmente, las cuales descargan libremente a una canaleta longitudinal en cada uno de los 6 decantadores, que descarga sus aguas al canal recolector final común. Los lodos que escurran por las placas se acumulan en una tolva en la zona central en el fondo del decantador, y son eliminados en forma periódica. El sistema de eliminación de lodos es accionado en forma automática.

La última etapa de la planta de tratamiento está construida por 9 filtros de lecho mixto. Las aguas ya decantadas entran al filtro a través de una válvula de tipo mariposa, que se encuentra en la parte superior del filtro. El agua pasa a través del material filtrante y sale por un sistema de boquillas, instaladas en la red de cañerías ubicadas horizontalmente en el fondo de la unidad.

Al igual que la planta n°1, el agua filtrada pasa a la etapa de desinfección y posteriormente, a la etapa de fluoruración.

Una vez que las aguas se encuentran listas para el consumo de la población, es decir, cumplen con la norma de calidad NCh 409/1.Of2005 de agua potable, son almacenadas en un estanque de hormigón armado con un volumen útil de 1000 [m³]. Finalmente desde este se alimenta la planta elevadora de alta presión, encargada de impulsar el agua tratada hacia los estanques Eduardo Aguirre (12.000 [m³]) y santa Inés (6.000 [m³]), que abastecen respectivamente a Concón y Viña del Mar. También se envía agua hacia el Litoral Norte y Jardín del Mar.

2.1.3 Planta de tratamiento n°3

Se capta agua de tres pozos, con una capacidad total de 200 [l/s]; además de un dren ubicado en Colmo, con una capacidad de 250 [l/s].

El agua de alimentación es preclorada y pasa al estanque de ingreso. En las distintas cámaras del estanque se adiciona permanganato de potasio como oxidante y sulfato de aluminio como coagulante. Mediante una ranura en la cañería de entrada al fondo del estanque, se crea turbulencia como sistema de mezcla entre el agua y los productos químicos.

Luego el agua pasa a una etapa de filtración directa para Fe-Mn, utilizando filtros de similares características a los utilizados en las plantas n°1 y n°2; rápidos, abiertos, autolavantes y de tasa declinante.

Finalmente el agua es dirigida a un estanque de almacenamiento, el cual alimenta a la planta elevadora de alta presión, donde el agua se dirige al consumo por parte de los clientes. La figura (2.4) muestra un esquema de las principales etapas de la planta de tratamiento de aguas subterráneas.

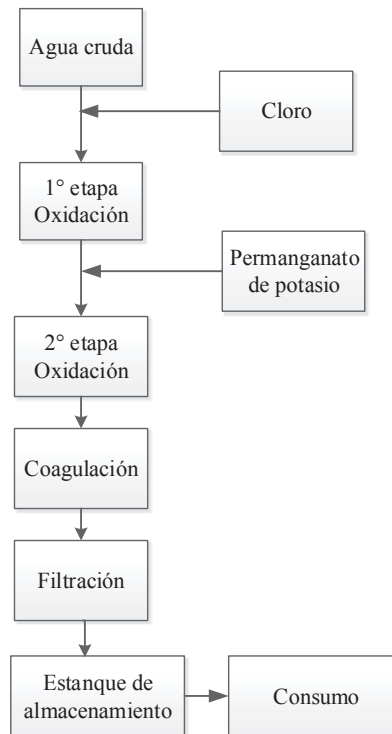


Figura 2.4: Diagrama de flujo de la planta n°3.

2.2 Proceso de lavado de unidades de tratamiento

2.2.1 Lavado de decantadores

1. El Procedimiento de lavado de decantadores de la planta n°1 se debe realizar de acuerdo a las siguientes prioridades:

- Si se produce un cambio de calidad en las aguas que abandonan el decantador, la cual puede deberse a que no se cumplen con los tiempos de residencia, por acumulación de lodos o bien si existe un arrastre y una incorporación de lodos en el fondo a las aguas tratadas.
- Cuando se aprecie un desprendimiento de lodo de fondo o burbujeo por la descomposición de estos lodos.
- Una vez al mes.

La primera etapa del proceso de limpieza consiste en desaguar completamente cada una de las secciones del decantador, para lo cual se debe detener el ingreso de agua cruda a la planta.

Cada sección del decantador cuenta con una compuerta lateral en el fondo, la cual es abierta en forma manual para la evacuación de agua y lodos. Por lo tanto el paso siguiente es abrir la compuerta de a primera sección de decantador y así sucesivamente las 3 compuertas restantes.

Una vez que se ha eliminado la mayor parte del agua y se está alcanzando el nivel de los lodos, el lavado de la sección es ayudada por chorros de agua a presión mediante mangueras y además con escobillado del fondo para empujar los lodos hacia la compuerta de desagüe. Este procedimiento se debe realizar en cada una de las cuatro secciones del decantador.

El lavado de cada decantador se demora aproximadamente 3 horas y se realiza en días distintos en cada unidad para evitar riesgos en caso de siniestros, principalmente sismos.

2. Procedimiento de lavado de decantadores de la planta n°2:

El procedimiento de eliminación de los lodos en los decantadores de la planta n°2 es diferente al descrito anteriormente, ya que como se ha señalado éstos tienen un sistema de extracción automático,

el cual se realiza periódicamente, y no requiere de la evacuación del agua del decantador, ni detener su funcionamiento.

La remoción de los lodos es hidráulica, los sólidos son arrastrados por la velocidad del agua, por esta razón la limpieza se realiza con bastante frecuencia para evitar la compactación del barro. No obstante lo anterior, si se requiere realizar una limpieza manual, se ingresa a fondo por una escotilla, se empujan los lodos hacia válvulas manuales con las que cuenta el fondo y aprovechando la pendiente de éste hacia estas válvulas.

2.2.2 Lavado de filtros

En la operación de lavado de filtros se debe suspender el proceso de filtración e inyectar agua por la parte de abajo del filtro con presión adecuada, con el objetivo de que el lecho se fluidice, y desprenda todo el material que ha quedado retenido en la operación del filtrado. Se lavan en contra corriente para permitir la expansión de lecho, el desprendimiento y arrastre del material sólido retenido.

Un filtro debe ser lavado cada vez que se cumpla algunas de las siguientes condiciones, las cuales llevan el mismo orden de prioridad en el cual están enumeradas:

- Cada vez que la calidad del efluente desmejore, ocurra un alza de turbiedad en las aguas efluentes de los filtros por sobre 1 NTU.
- Si la altura de carga sobre el lecho filtrante aumenta por sobre un 25% de lo esperado
- Cada vez que la pérdida de carga es igual a la presión estática sobre el lecho.

La mayoría de los problemas del filtro se originan en un lavado deficiente incapaz de desprender la película que recubre los granos del lecho y, romper las grietas o cavidades en donde se acumula el material que trae el agua.

En ambos casos al expandir el lecho durante el lavado y luego dejarlo asentar e iniciar la operación de filtrado, el material no removido queda atrapado entre los granos del medio y al progresar la carrera de filtración se compacta con lo que la superficie del filtro desciende bruscamente, y las áreas más obstruidas, generalmente alrededor de las paredes se desprenden dejando una grieta entre ellas y el lecho. En casos serios de deterioro, estas grietas pueden llegar hasta la grava y todo el medio granular llenarse de bolas de barro que disminuyen el área de paso del flujo.

Este fenómeno se presenta paulatinamente, primero se llenan las cavidades dentro del lecho, al no ser removido este material se compacta y una cavidad se une con otra, hasta formar bolas relativamente grandes.

En estas condiciones, el filtro deja de ser útil como proceso de tratamiento y debe ser reconstruido totalmente, es por esto que el proceso de lavado de los filtros debe realizarse cuidadosamente.

Cada una de las plantas tiene un sistema de lavado de filtros distinto, en la planta n°1 el agua para lavar los filtros proviene de un estanque elevado, y en la planta n°2 el agua proviene de las otra unidades.

1. Procedimiento de lavado filtros planta n°1

- Se debe procurar contar con el agua limpia suficiente para realizar el lavado, y que la carga de inyección permita una expansión del medio filtrante de a lo menos un 10%. Por lo tanto se abre válvulas de llenado del estanque elevado de 150 [m³]. Cuenta con una válvula de flotador para término de llenado.
- Contando con estos requisitos, cerrar paulatinamente la válvula afluente al filtro.
- Al aislar uno de los filtros, las aguas se dividen en los que quedan de manera inmediata provocando trastornos a la operación, si al realizarse la limpieza y por el período que esta dura el agua se deteriora, entonces será necesario restringir los caudales de entrada a la planta mientras dure el retrolavado.
- Abrir la válvula de desagüe, y cerrar el efluente hasta que alcance la altura de la canaleta de lavado, en ese momento abrir la válvula de lavado.
- Esperar de acuerdo a la evaluación de tiempo óptimo de limpieza, con un mínimo de 10 minutos, durante el cual se usa todo el volumen del estanque para un filtro.
- Cerrar la válvula de lavado, cerrar desagüe y abrir la alimentación e incorporar el agua al sistema de manera paulatina, esta válvula debe estar completamente abierta o en la abertura de operación para el sistema en particular a lo menos 30 minutos, tiempo en el cual los filtros entran en régimen constante y sus aguas alcanzan valores de turbiedad bajo 1 NTU.
- El lavado de los 14 filtros se realiza en 24 horas, por lo tanto a carrera de cada filtro dura 24 horas. Esto varía en caso de que se cumpliera alguna de las condiciones mencionadas anteriormente y sería necesario lavar alguno de los filtros con anterioridad.

2. Procedimiento de lavado filtros planta n°2

Este sistema se basa en el funcionamiento de los filtros con tasa declinante, pues cuando apenas se inicia el proceso de filtrado, el nivel se establece un poco por encima de la lámina de agua que escurre por el canal colector de agua filtrada según sea la pérdida de carga inicial.

A medida que esta aumenta el nivel de agua en la caja del filtro va subiendo y la velocidad de filtración decreciendo, hasta que se llega a la máxima altura de agua permisible en el filtro, antes que comience a funcionar el sistema de rebalse de este. En este momento se debe lavar un filtro, en general corresponde al que lleve mayor número de horas funcionando. Bajo un funcionamiento normal de la planta, los filtros son lavados cada 4 horas, por lo tanto todos los filtros son lavados en 36 horas.

El sistema opera de forma autolavante, vale decir que ocho filtros lavan el noveno.

- Primero se cierra la válvula de entrada del agua cruda y se abre la válvula de desagüe, con lo cual el nivel del filtro que se requiere lavar desciende hasta alcanzar el borde de la canaleta.
- Durante este proceso como el nivel del vertedero de salida permanece constante, alimentado por el flujo de los otros filtros que se encuentran en funcionamiento, el flujo de agua se devuelve a través de un orificio horizontal en el filtro, asciende por el lecho filtrante el cual sufre una expansión del orden de 30 a 40%; y sale por la canaleta de lavado del filtro respectivo.
- El proceso de lavado dura entre 15 y 20 [min].
- Para suspender el proceso de lavado, se cierra la válvula de desagüe y se abre la entrada de agua cruda, con lo cual el nivel de la caja sube hasta igualar el de los otros filtros, ya que todos están comunicados por un canal común de entrada.

3. Procedimiento de lavado filtros planta n°3

El lavado de filtro es la operación por la cual se suspende el proceso de filtración en el filtro a ser lavado. Se lava una unidad a la vez y no simultáneamente con desagüe de decantadores.

Se realizará con agua producida por el resto de los filtros en operación, se inyectarán por la parte de abajo del filtro (cañerías con boquillas), con el objeto de producir fluidificación del lecho filtrante con expansión mínima, y se desprenda todo el material que ha quedado retenido en la operación de filtrado.

La frecuencia de lavado, así como la secuencia de los filtros a lavar será realizada en forma manual, y determinada por el operador en base a este manual y la experiencia en planta.

Las condiciones para el inicio del lavado automático de cada filtro será dado por horas de funcionamiento del filtro lo que se denomina normalmente como carrera de filtración, que es el tiempo que funciona un filtro entre lavados sucesivos.

La otra condición para inicio de lavado de un filtro es cuando el nivel de aguas en el canal común afluente a los filtros alcance un valor máximo predeterminado. Si esto sucede se procederá a lavar aquel filtro que lleva más horas de funcionamiento.

Las carreras de filtración en primera instancia serán de 30 [h], este valor podrá ser variado durante la operación de la planta.

Generalmente en la práctica la condición que normalmente se cumple primero son las carreras de filtración. Sin embargo, si se incrementa la turbiedad afluente a los filtros, éstos se colmatarán más rápido, y se incrementará el nivel de los filtros y del canal común de agua decantada, que se interconecta directamente con todos los filtros a través de las válvulas correspondientes. En esta condición se debe proceder a lavar el filtro que lleva más horas de funcionamiento.

La secuencia de la operación de lavado será la siguiente:

- El operador dará inicio al proceso de lavado del filtro escogido de acuerdo a las condiciones impuestas (por carrera o nivel máximo en canal afluente). Se procederá a cerrar la válvula de entrada de agua al filtro escogido para lavar, e inmediatamente después de cerrada ésta se abrirá la válvula de la canaleta de lavado.
- El tiempo de lavado inicial en la programación será de 10 [min], valor que podrá variarse según la experiencia en planta. Cuando se cumpla este tiempo se procederá a cerrar primero la válvula de desagüe, y una vez cerrada esta se procederá a la apertura de la válvula de entrada de agua decantada al filtro.
- Se termina el ciclo de lavado y el filtro entra a la línea de producción.
- La misma secuencia debe repetirse para el lavado de cada filtro, de acuerdo a la carrera de filtración predefinida, la que inicialmente será de 30 [h].

En el anexo B se describen de manera detallada los equipos principales utilizados en la planta de tratamiento, tanto en las de agua superficial como en la de agua subterránea.

2.3 Etapas involucradas en el abatimiento de olor.

Dentro del proceso de potabilización de agua actual, las etapas involucradas en el abatimiento de olor en el agua tratada, son principalmente: preoxidación, adsorción con CAP y desinfección.

De manera general, también pueden intervenir las etapas de coagulación, floculación, sedimentación y filtración. Esto se debe a que los compuestos que producen olor pueden quedar inmersos en flóculos y ser sedimentados o filtrados en etapas posteriores. La participación de estas etapas en el abatimiento de compuestos productores de olor es secundaria, ya que la dosificación del coagulante tiene como principal objetivo eliminar el material en suspensión. De igual forma, en la etapa de filtración se puede lograr un porcentaje de eliminación de compuestos productores de olor, aunque mucho menor de lo que puede llegar a eliminar una etapa de preoxidación o adsorción.

Volviendo a las etapas principales, en la etapa de preoxidación se trabaja con un tiempo de contacto de 30 [min] y una concentración de gas cloro de aproximadamente de 3 ppm en relación al contenido de metales pesados presentes en el agua tratada.

Antes de la etapa de floculación se incorpora CAP mediante un tornillo sinfin. Este carbón es removido en las etapas de sedimentación, inmerso en el lodo sedimentado, y en la filtración, generando un lecho de carbón en la superficie del material filtrante, el cual es eliminado en la etapa de retrolavado de filtros. Esta última situación produce una disminución en el espacio intersticial del filtro, al ser ocupado por el CAP, disminuyendo el tiempo necesario entre retrolavados.

En la desinfección se trabaja con una concentración de gas cloro de 2 ppm, la cual debe ajustarse para cumplir con los parámetros normados de cloro libre residual (0,2 – 2 ppm). Esta etapa tiene un tiempo de contacto de 30 [min], los cuales se completan en el estanque de almacenamiento.

El uso de cloro en la desinfección, frente a otros oxidantes que tienen un tiempo de descomposición menor, es vital para la eliminación de microorganismos presentes en el agua durante el paso por el sistema de distribución. Esta razón permite descartar un cambio de oxidante en la etapa de desinfección.

2.4 Razones para el cambio del método actual.

El principal problema surge debido a que en los meses más cálidos se presenta un florecimiento de ciertos microorganismos, los cuales producen compuestos productores de olor, generando problemas

en el agua cruda del curso bajo del río Aconcagua, principalmente en primavera. Al no abatir correctamente el olor presente, se producen quejas por los consumidores, las que se relacionan con problemas de olor a tierra, problema asociado generalmente a geosmina y MIB.

Dentro de las etapas que pueden ser alteradas para abatir con menor dificultad el olor del agua tratada, se puede descartar el cambio de gas cloro en la desinfección, ya que este tiene una vida media que permite una concentración de cloro residual a lo largo de los ductos de alimentación a los clientes, permitiendo una desinfección en el sistema de distribución.

En cuanto al uso de CAP, debido a los altos consumos de este adsorbente principalmente en primavera, se busca un método más eficiente para tratar el problema y así reemplazarlo o complementarlo, disminuyendo la dosis de CAP, obteniendo mejores resultados.

Como alternativa a la precloración, se busca reemplazar al gas cloro con un preoxidante que trate problemas de olor presentes en las aguas del curso bajo del río Aconcagua, adaptándose a los requerimientos del agua cruda en forma estacional. También se analiza la posibilidad de reemplazar esta etapa con un filtro de CAG, ya que, al ser posible regenerar este compuesto, se utiliza de manera eficiente.

En el caso que una dosis efectiva del preoxidante a utilizar no solucione el problema de olor, se deberá hacer uso de un filtro de carbón activado granular; el cual, a escala industrial, debe ser ubicado después del filtro rápido de arena o lecho mixto, para aumentar los tiempos entre regeneración de carbón. Esta situación puede generar problemas al no disponer, en la planta, de terreno suficiente para la incorporación de estanques como filtros de CAG.

Las principales razones para un cambio en el sistema actual se relacionan con los siguientes puntos:

- En el caso que se presenten problemas de olor en el agua de origen, se recurre a aumentar la dosis de CAP de forma manual, lo que hace que el procedimiento sea estimativo y poco eficiente en cuanto al uso de carbón.
- El uso de gas cloro puede producir subproductos de desinfección, tales como trihalometanos. Este problema no se presenta en la planta Concón-Esval, situación que puede cambiar al variar condiciones como temperatura, pH y presencia de materia orgánica en el agua cruda tratada.
- El uso de un preoxidante en forma continua, el cual abata los compuestos de olor en el agua tratada, permite disminuir estos problemas y posibles quejas de los consumidores.

- El uso de un filtro de CAG permite un uso más eficiente de carbón activado, al tener la posibilidad de ser regenerado. Esto también elimina el problema de la disminución de capacidad de filtración en filtros de arena al ser tapados sus intersticios con CAP.

Capítulo 3: Marco teórico

Se describen las causas de los problemas de olor, las que se relacionan principalmente con el brote de microorganismos en las fuentes de agua cruda. Este brote de microorganismos ocurre cuando existen condiciones de temperatura y nutrientes, las cuales favorecen el desarrollo de ciertas algas o bacterias, las cuales generan compuestos de olor desagradable.

De igual forma, se explican los principales métodos de abatimiento de los compuestos de olor en el agua que será tratada. Dos métodos son los más usados en el abatimiento de olor en el agua potable: oxidación y adsorción.

También se explica la teoría de los ensayos de tratamiento para medir la capacidad de abatir el olor en una solución problema, capacidad relacionada con el nivel de oxidación o adsorción que puede ofrecer un compuesto frente a compuestos de olor presentes.

3.1 Origen del olor en el agua potable

La presencia de metabolitos producidos por microorganismos, es la principal causa de problemas con el olor del agua tratada. Sin embargo, los vertidos químicos y de aguas residuales también generan productos químicos que pueden alterar el olor, tanto en aguas superficiales como en aguas subterráneas.

3.1.1 Tipos de problemas de olor.

El agua puede oler generalmente a tierra, moho o productos químicos, como es el caso de cloro y ozono. La tabla (3.1) nombra algunos de los compuestos causantes de olor en el agua potable.

Compuesto	Fuente	Olor
Terroso/Humedad/Mohoso		
Geosmina (1,2,7,7-tetrametil-2-norborneol)	Actinomicetos, cianobacterias	terroso
MIB (2-Metilisoborneol)	Actinomicetos, cianobacterias	Humedad
Isopropil metoxi piramizina	Actinomicetos	Recipiente de papas, humedad
Cadinene-ol	Actinomicetos	Madera/terroso
Cloroanisol	Metilación de clorofenol	Humedad
Fragante/Vegetal/Frutal/Floral		
Trans-2,cis-6-nonadienal	Algas	pepino
Aldehídos (PM > C7)	Ozonización	Frutal/Fragante
Desconocidos de hongos y bacterias	Descomposición de algas, vegetación	Descomposición
Pescado		
n-Hexanal y n-Heptanal	Algas flageladas, diatomeas	Pescado
Decadienal	Algas flageladas	Aceite de hígado de bacalao
Hepta- y decadienal	Algas Dinobryon	Pescado
Pantanosos/Séptico/Sulfúrico		
Mercaptanos	Algas verde azuladas vivas o descompuetas	Azufre
Dimetil polisulfuros	Bacterias	Pantanosos/pescado
Sulfuro de hidrógeno	Bacterias anaeróbicas (reducen SO_4^{-2} a S^{-2})	Huevo podrido
Desconocido	Algas (mediana y gran cantidad)	Pescado, herboso/séptico
Medicinal		
Clorofenoles (2-CF, 4-CF, 2,4-DCF, 2,6-DCF, 2,4,5-TCF)	Cloración de fenoles	Medicinal
Trihalometanos yodados	Cloraminación	Medicinal
Químicos/Hidrocarburos/Misceláneos		
Antioxidantes fenólicos	Tuberías de polietileno	Plástico/ Plástico quemado
Cloro/Ozono		
Cloro libre	Desinfección de agua	Cloro
Monocloramina	Desinfección de agua	Cloro
Dicloramina	Desinfección de agua	Piscina
Ozono	Desinfección de agua	Ozono

Tabla 3.1: Compuestos causantes de olor en el agua

3.1.2 Causas de los problemas de olor.

Las células de algunas algas y bacterias generan de forma natural productos químicos con olor, como geosmina o MIB. Muchas personas detectan el olor a tierra y moho en concentraciones muy bajas, entre 5 y 10 PPT. Cuando se producen brotes de algas y bacterias en una fuente de agua, las concentraciones de los compuestos que alteran olor aumentan hasta niveles por encima de este umbral de 5 PPT, lo cual puede generar problemas en la calidad organoléptica del agua tratada.

1. Cianobacterias (algas verdeazuladas)

Se trata de bacterias fotosintéticas que, además de verdeazuladas, también pueden ser rojas, marrones o amarillas. Se encuentran con frecuencia en aguas eutróficas (aguas con altos niveles de nutrientes) y embalses poco profundos, y aparecen como espuma superficial, depósitos bénticos (en el fondo) y en plantas acuáticas. En los años 60 y 70 se descubrió que las cianobacterias generan geosmina y MIB como subproductos intracelulares. Cuando se producen floraciones, las bacterias mueren y liberan productos químicos, los cuales pueden presentar olor a tierra húmeda o moho, dependiendo del compuesto presente.

2. Actinomicetos

Son bacterias que producen esporas y crecen en el agua como filamentos. Son similares a las cianobacterias y tienen células simples. También pueden vivir en tierra. De hecho, la variedad que genera geosmina en tierra es la que causa el típico olor a tierra. Otras especies producen antibióticos. Los actinomicetos acuáticos crecen en limo aeróbico, en plantas en descomposición y en los excrementos de mejillón cebra. Las bacterias ayudan a degradar la celulosa y otras partes de plantas, por lo que proliferan con los brotes de algas al igual que las cianobacterias, los actinomicetos generan geosmina y MIB.

3. Otras algas y causas naturales

Los brotes de algas verdes en embalses causan un olor a hierba o pescado. Las algas marrones, sobre todo la *Synura*, producen olor a pepino, melón o pescado. La actividad biológica en aguas superficiales genera 2,4-heptadienal y decadienal, que huelen a pescado rancio.

4. Productos químicos artificiales

Los productos químicos artificiales también pueden alterar el olor del agua. El MTBE, un aditivo de la gasolina presente en aguas subterráneas y superficiales de uso recreativo, tiene un umbral de olor de sólo 5 PPB y disuelto en agua huele como el aguarrás. Los fenoles industriales pueden causar problemas de olor. Los hidrocarburos y compuestos orgánicos volátiles, como combustibles y disolventes, generan olores a aceite, pintura y medicinas.

3.2 Sistemas de abatimiento disponibles

Para controlar problemas de olor en el agua potable, se puede utilizar en la etapa de preoxidación compuestos tales como: cloro (como gas cloro en grandes plantas y como hipoclorito de sodio o calcio en plantas de menor escala), dióxido de cloro, permanganato de potasio y ozono principalmente. También se puede utilizar un sistema avanzado de oxidación, el cual involucra el uso de radicales altamente reactivos como oxidantes.

Otro caso es el uso de un filtro de CAG, el cual es preferentemente dispuesto luego de la etapa de filtración. Este último puede ser utilizado en conjunto con un oxidante, como ozono, para mejorar la eficiencia del proceso.

Para mejorar el proceso de potabilización de agua se estudia el comportamiento de diversos compuestos oxidantes comparándolos con el resultado entregado por el oxidante ya utilizado, el cual es cloro. Oxidantes tales como dióxido de cloro y ozono se utilizan debido a su elevado poder oxidante frente a compuestos orgánicos causantes de olor, también debido a que presentan menores problemas en la producción de subproductos de desinfección.

También se hacen pruebas para analizar el uso de un filtro de carbón activado granular. Este es un método efectivo para la eliminación de compuestos que generan olor en el agua potable.

3.2.1 Preoxidación

La oxidación de aguas de tratamiento se considera como el proceso que tiene como principal objetivo la descomposición en material orgánico y la oxidación de metales pesados, tales como hierro y manganeso.

1. Cloro

En el proceso de oxidación de las sustancias presentes en el agua, el producto más ampliamente utilizado es el cloro o sus derivados. Aunque en algunas aguas no llega a lograrse el objetivo deseado, dada la presencia de diversas sustancias con las que el cloro no es tan efectivo, o bien a que precisamente el cloro conduce en su reacción con otras sustancias orgánicas a la formación de compuestos orgánicos clorados muy cuestionados por su potencial perjuicio para la salud, debido a su bajo costo sigue siendo utilizado.

a) Factores que influyen en la cloración

Entre las múltiples sustancias que pueden contener las aguas naturales, algunas influyen en gran medida en la eficacia de la cloración. Por ejemplo, en presencia de sustancias orgánicas, la acción desinfectante del cloro es menor. Los compuestos orgánicos nitrogenados consumen cloro. El Fe y el Mn reaccionan con el cloro aumentando la demanda de éste, y, una vez oxidados, contribuyen a aumentar la turbiedad del agua.

El tiempo de contacto es un factor importante a tener en cuenta, ya que durante este tiempo tienen lugar las reacciones entre el cloro y el agua y las sustancias en ella presentes. Como mínimo, el tiempo de contacto debe ser de 30 [min].

El pH juega un papel de suma importancia, el poder bactericida del cloro es menor para un $\text{pH} > 7$.

b) Reacciones del cloro en el agua

En principio, las reacciones de equilibrio que tienen lugar al reaccionar el cloro con el agua, reacciones de hidrólisis, se originan ácidos hipocloroso y clorhídrico:



El ácido clorhídrico es neutralizado por la alcalinidad del agua y el ácido hipocloroso se ioniza, descomponiéndose en iones hidrógeno e iones hipoclorito:



La constante de hidrólisis de la reacción (3.1) es de tal orden que no existe en el agua una concentración apreciable de Cl_2 a no ser que el pH del agua sea bajo, menor de 3, y haya una concentración total de cloruros mayor de 1.000 [mg/l].

A las temperaturas ordinarias del agua, la hidrólisis del cloro es prácticamente completa en algunos segundos y la ionización del ácido hipocloroso es una reacción reversible instantánea. El sentido de esta reacción, es fácil ver que se encuentra dirigido por la concentración de iones hidrógeno, es decir, del pH. Por tanto, se puede decir que según sea el pH del agua, se obtendrán unos porcentajes diversos de ClOH y ClO^- .

Entre pH 6 y pH 9.5, hay equilibrio entre el ácido hipocloroso sin disociar y disociado. Para pH mayor de 9,5; está prácticamente todo el ácido hipocloroso disociado en ión hipoclorito.

El ácido hipocloroso tiene mayor poder oxidante y bactericida que el ión hipoclorito, debiendo operarse, a ser posible, al pH más idóneo para lograr una más eficiente oxidación.

c) Demanda de cloro y punto crítico

La cantidad de cloro que debe utilizarse para la oxidación del agua, se determina generalmente mediante el método de la demanda de cloro y el de punto crítico.

Al incorporar el cloro al agua, reacciona con las sustancias que ésta contiene, quedando menos cloro en disposición de actuar como oxidante. Estas sustancias, además de consumir cloro, producen compuestos orgánicos clorados que pueden ser la causa de olores desagradables.

Si se continúa añadiendo cloro en exceso, de manera que reaccione con todas las sustancias presentes, llegará un momento en que el cloro sobrante aparecerá como cloro residual libre, que es el que realmente actúa ahora como agente oxidante.

La demanda de cloro es la diferencia entre la dosis de cloro añadida y el contenido de cloro residual al cabo de un tiempo de contacto suficiente para completar las reacciones antes expuestas.

El cloro presente en el agua tratada que se conoce como cloro residual, puede presentarse como cloro residual libre o como cloro residual combinado. El cloro residual libre está constituido esencialmente por el ácido hipocloroso y el ión hipoclorito; y el cloro residual combinado lo forman generalmente las cloraminas.

Para que el cloro residual libre esté presente en un agua tratada con cloro después del suficiente tiempo de contacto, es necesario que la cloración se lleve a cabo mediante una dosis lo suficientemente elevada de cloro, hecho conocido como cloración al punto crítico, con lo cual el cloro oxidará todas las sustancias que estén en disposición de ser oxidadas, se combinará, destruirá y eliminará otras, y después de todo esto aún quedará un exceso de cloro libre residual. En la figura (4.1) se muestra un gráfico de dosis de cloro utilizada en una muestra de agua superficial y la concentración de cloro residual correspondiente a dicha dosis. El punto crítico (concepto denominado “breakpoint” en la figura) es el punto en el que se ya se han oxidado metales pesados, compuestos orgánicos e inorgánicos y compuestos residuales clorados.

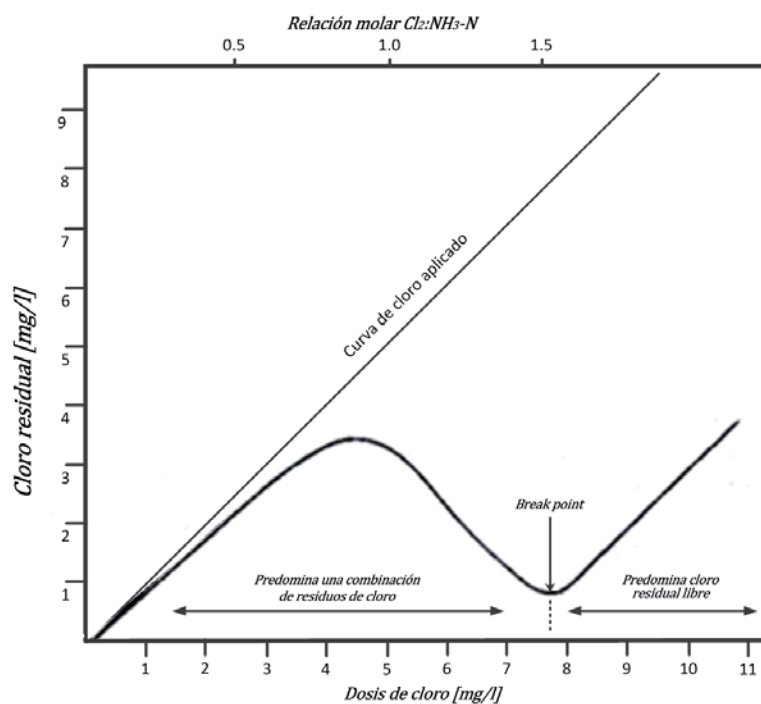


Figura 4.1: Punto crítico del cloro en agua a potabilizar.

d) Tratamiento de olores de origen orgánico

Puede darse el caso del éxito ocasional de una cloración fuerte para controlar olores causados por el crecimiento de algas o condiciones estacionales del agua cruda. Sin embargo, estas aplicaciones requieren precloración a una dosis suficiente para producir cloro libre residual de 1 a 5 [mg/l]. Las regulaciones de orgánicos clorados hacen que esta alta dosis sea impráctica para muchas fuentes de agua.

A bajas dosis, el cloro ha sido encontrado efectivo con sulfuros orgánicos, disulfuros y mercaptanos. A dosis y tiempos de contacto prácticas, el cloro ha sido ineficaz para oxidar productos de alga como IPMP e IBMP, y no podría oxidar geosmina y MIB incluso a dosis y tiempos de contacto extremos.

La cloración por sí misma y a través de subproductos puede causar olor en el agua potable. El umbral de olor del cloro a pH neutro es de 0,2 [mg/l]. Este umbral aumenta a 0,5 [mg/l] a pH 9,0. El umbral de olor para ciertos productos de reacción del cloro, como tricloruro de nitrógeno, es mucho menor.

Para ciertos olores de origen industrial y de algas, la cloración a menudo aumenta la intensidad del olor. En este caso, una supercloración hacia un residual libre es necesaria, seguida de una decloración parcial.

2. Cloraminas

Las cloraminas son formadas por la reacción de amoníaco con cloro acuoso. Comparado con los otros oxidantes utilizados en el tratamiento de agua, las cloraminas son oxidantes débiles. Son inefectivas oxidando manganeso y compuestos productores de olor en el agua potable. El rol principal de las cloraminas en el tratamiento de agua es la desinfección y protección de la calidad del agua en el sistema de distribución.

3. Dióxido de cloro

La utilización del ClO_2 como oxidante del agua se emplea más generalmente como alternativa al cloro, al proporcionar al agua mejores propiedades organolépticas. Debido a la mayor demanda actual del agua y los problemas derivados de la formación de trihalometanos y otros compuestos organoclorados, esto abre nuevas posibilidades y ventajas en el empleo del ClO_2 .

Tiene un poder de oxidación de 2,5 veces mayor que el cloro. Su poder bactericida, y su potencial redox, está poco afectado por el pH a valores de entre 6 y 10, al contrario de lo que ocurre al cloro.

Su acción bactericida es muy rápida, siendo su nivel más alto de oxidación antes de los dos primeros minutos de contacto. Oxida y reacciona con el Fe y Mn a velocidades de reacción mayores que con el cloro.

No forma clorofenoles. No reacciona con el amoníaco; por tanto no forma cloraminas. El dióxido de cloro reacciona con la materia orgánica natural (MON) del agua, formando compuestos orgánicos oxidados en muy baja concentración como aldehídos y ácidos carboxílicos, pero no forma subproductos orgánicos clorados, a no ser que junto al dióxido de cloro hubiese presente cloro libre. Los principales subproductos generados son el clorito y el clorato. El clorito es generalmente el subproducto inorgánico más predominante en el tratamiento del agua con dióxido de cloro, si bien no suele estar presente cuando hay exceso de cloro. Aproximadamente el 50 a 70 % de dióxido de cloro inicialmente reacciona para formar clorito. Una fracción del clorito se reduce, a su vez, a cloruro. Se establece, por norma, un máximo de 0,8 mg/l de dióxido de cloro residual. Por esta forma, el uso de dióxido de cloro se limita a aplicaciones donde su demanda es baja.

En el tratamiento del agua, se prepara en la propia planta de tratamiento, haciendo reaccionar una solución de clorito sódico con una solución clorada (vía cloro) o con una solución de ácido clorhídrico (vía ácido clorhídrico), consiguiéndose así un manejo con gran seguridad, su empleo en pequeños abastecimientos se ve limitado dado el requerimiento de instalaciones más complejas.

a) Generación de ClO_2 vía cloro

La generación de las disoluciones acuosas de ClO_2 , vía cloro, tienen lugar mezclando en una columna de reacción agua clorada, con una concentración en cloro entre 1 y 3 [g/l] y una disolución de clorito sódico al 25 %, bastando un tiempo de contacto de 2 [min].

Las reacciones de formación de dióxido de cloro, se pueden resumir en:



o bien teniendo en cuenta la hidrolización del cloro:



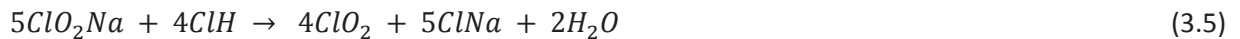
Para obtener un rendimiento, en la transformación de clorito a dióxido de cloro, superior al 95 %, es necesario un exceso de cloro.

En la práctica, el pH final es alrededor de 5, pero para rendimientos mayores del 95 % son necesarios pH de generación más bajos, entre 2 y 3.

No hay que olvidar que, aunque el coste sea mayor en el caso del ClO₂, son necesarias menores dosis de este para conseguir los mismos efectos que el cloro.

b) Generación de ClO₂ vía ácido clorhídrico

Generalmente, para generaciones menores de 1 [kg/h] de ClO₂, o cuando no se dispone de agua clorada, se emplea la acidificación del clorito, esencialmente mediante ácido clorhídrico, ya que con él se introduce un ión común.



Para aproximarse al rendimiento teórico se requiere un exceso de HCl, debiendo alcanzarse un pH < 0,5 en la dilución del ClO₂ formado que sale del reactor, ya que para un pH mayor la reacción es muy lenta. Por otra parte, dada la elevada concentración en ClO₂ que sale del reactor, el proceso de generación se debe realizar en vacío.

c) Tratamiento de olores de origen orgánico

Este oxidante ha sido usado efectivamente para destruir olores producidos por compuestos fenólicos, y elimina olores causados por clorofenoles (causado por una precloración). El dióxido de cloro también oxida algunos otros compuestos causantes de olores desagradables como mercaptanos y sulfuros orgánicos disustituídos. Generalmente, el dióxido de cloro ha sido encontrado ineficaz para oxidar geosmina y MIB.

Las restricciones de los subproductos del dióxido de cloro en el agua final limitan su uso para aplicaciones que requieren bajas dosis de oxidante. Para aguas superficiales y subterráneas que contienen una importante carga de materia orgánica, la demanda total de oxidante podría excluir el uso de dióxido de cloro a menos que anteriormente a la preoxidación exista una etapa de reducción de carga orgánica.

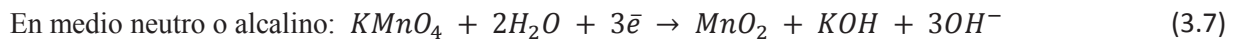
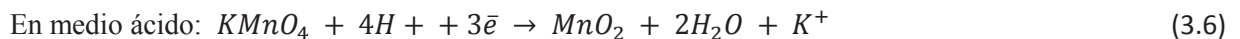
4. Permanganato de potasio

El permanganato potásico se aplica cada vez más al tratamiento del agua, aprovechando su poder oxidante y sus propiedades biocidas y algistáticas.

Las aplicaciones del permanganato en el tratamiento del agua se centran en:

- Eliminación del Fe y Mn fundamentalmente, pero también puede eliminar sulfhídrico, fenoles y otros compuestos orgánicos.
- Eliminación de olores.
- Como algicida se emplea, tanto en las estaciones de tratamiento como en los lagos y embalses, en la prevención del desarrollo de algas.
- No produce THMs, e incluso reduce los precursores de éstos.
- Contribuye a la coagulación, ya que el producto resultante en la reacción de oxidación del permanganato, el dióxido de manganeso, como sustancia insoluble, forma coágulos que favorecen la coprecipitación de materias en suspensión y coloides en el agua. También se comportan estos coágulos o flóculos como adsorbentes en el interior de los filtros de arena.

Las dos reacciones de oxidación-reducción principales del permanganato en el tratamiento del agua son:



El Mn es soluble en el agua tratada, depende en gran medida del pH. En general, a pH neutro o ligeramente ácido, el Mn soluble en el agua filtrada es bajo (< 40µg/l). A pH menores, el Mn soluble aumenta proporcionalmente a la dosis de permanganato.

La dosificación del producto suele hacerse generalmente preparando previamente una solución. El permanganato es bastante soluble en agua, su solubilidad está muy influenciada por la temperatura.

a) Uso del compuesto como algicida

El permanganato reduce los olores, por una parte al romper las moléculas de las sustancias orgánicas causantes, presentes en el agua cruda y por otra, al quedar las sustancias orgánicas adsorbidas por el propio precipitado de MnO₂ formado en el proceso de oxidación-reducción.

Generalmente, las dosis de permanganato a aplicar, son muy variables, siendo conveniente la aplicación, antes de la entrada del agua en la planta de tratamiento, con objeto de aumentar el tiempo de contacto. La dosis, si se pretende un efecto puntual a la entrada de la planta, para un tiempo menor de 30 [min], es más elevada que si se aplica en el propio embalse o lugar de captación, en este caso, el

permanganato puede dosificarse junto a un algicida. Al no permitirse el vertido de permanganato de potasio en el río Aconcagua, este proceso no se puede efectuar.

b) Tratamiento de olores de origen orgánico

Este oxidante ha sido frecuentemente aplicado para control de olor siendo reportado efectivo en ciertos olores de industria y de algas. Se reportan dosis en el rango de 0,5 a 10 [mg/l], pero son más frecuentes las dosis entre 1 a 3 [mg/l]. Los tiempos de contacto requeridos están en un rango de 10 [min] a 1-2 horas, dependiendo de la naturaleza e intensidad de la fuente de olor y de la dosis de oxidante. La oxidación de compuestos de olor con permanganato de potasio es más efectiva a pH alcalino. A altas dosis, el permanganato de potasio ha sido capaz de disminuir la concentración de ciertos metabolitos de actinomicetos causantes de olor, pero no es efectivo para remover geosmina y MIB. Para los metabolitos removidos; sin embargo, el mecanismo puede no ser la oxidación. Debido a las propiedades de adsorción del dióxido de manganeso para ciertas sustancias orgánicas e iones metálicos, se infiere que su formación puede jugar un rol importante en la remoción de orgánicos durante el tratamiento de permanganato de potasio.

5. Ozono

Es un gas inestable producido in situ a concentraciones de 1 a 3% para generadores alimentados por aire y de 3 a 6 % para generadores alimentados por oxígeno. El gas rico en ozono es disuelto en la corriente líquida. Puede usarse varios métodos de disolución, el más común es el un lecho de burbujeo.

El ozono es inestable en solución acuosa y se descompone espontáneamente por un mecanismo complejo que comprende la formación de radicales hidroxilo. El ozono reacciona de dos formas en solución acuosa:

- Oxidación directa de compuestos usando ozono molecular.
- Oxidación de compuestos por radicales hidroxilo producidos durante la descomposición espontánea de ozono.

Las reacciones directas que comprenden ozono molecular son muy selectivas, con ozono reaccionando rápidamente con algunas especies pero lentamente con otras. En cambio, los radicales hidroxilo no son

selectivos, reaccionando rápidamente con un gran número de especies. El radical OH es el oxidante más fuerte.

La descomposición del ozono puede ser iniciada por un número de constituyentes del agua, incluyendo iones de hidróxido (pH alto), materia orgánica natural, iones ferrosos y otros. De hecho, el radical hidroxilo reacciona rápidamente con el ozono molecular, contribuyendo a la velocidad autocatalítica de descomposición de ozono. La descomposición puede también ser iniciada por la adición de peróxido de hidrógeno o por irradiación con luz UV.

En aguas naturales, la vida del ozono molecular se extiende por la presencia de bicarbonato e iones de carbonato, medidos como alcalinidad. Esos constituyentes recogen los radicales hidroxilo y forman radicales carbonato. Por lo tanto, agua con alta concentración de bicarbonato y alcalinidad de carbonato mantendrán residuales de ozono molecular por un mayor período en relación a aguas con baja alcalinidad. La actividad de las especies de carbonato incrementa a altos pH, compensando parcialmente la rápida velocidad de descomposición de ozono hidroxidoinducida a altos pH.

La ozonización de materia orgánica natural en agua forma subproductos, particularmente en aguas superficiales. Productos típicos incluyen aldehídos, ácidos carboxílicos alifáticos y aromáticos, quinonas y peróxidos. Generalmente, estos productos no son considerados como causantes de efectos a la salud significativos a la concentración que se producen.

El ozono puede formar bromato y subproductos bromados cuando es aplicado al agua con moderada concentración de bromuro.

La ozonización puede aumentar bruscamente la biodegradabilidad de la materia orgánica. Para prevenir problemas asociados con altos niveles de COA (carbón orgánico asimilable) en el sistema de distribución, a menudo, la ozonización es seguida por una filtración para reducir los niveles de COA.

a) Ventajas y desventajas de la ozonización

La evaluación del ozono como oxidante presenta pros y contras, en su comparación con el cloro destacan las siguientes ventajas:

- Tiene mayor poder oxidante.
- No produce trihalometanos (en ausencia de bromo) y elimina los precursores de estos.
- Requiere una concentración y tiempo de contacto menor
- No altera el pH del agua.
- Mejora la coagulación.

- Facilita la eliminación del hierro y manganeso y reduce en gran medida el olor, sabor y color del agua.

Como desventajas figuran:

- Su mayor costo, tanto en los equipos como en los costos de operación a pesar de las menores dosis empleadas.
- Puede formar otros subproductos perjudiciales, entre los que destacan los bromatos y aldehídos.
- Puede formar óxido nítrico o ácido nítrico, que causaran corrosiones en los equipos.
- Puede llegar a ser necesario el empleo de filtros de carbón activado para eliminar el carbono orgánico biodegradable.
- Al ser el ozono un oxidante fuerte, puede producir trastornos en los tejidos humanos y particularmente en los ojos y pulmones.

b) Tratamiento de compuestos causantes de olor en el agua potable

Usado por sí mismo, el ozono puede a veces resolver problemas de olor. La preoxidación con ozono ha sido encontrada eficaz para reducir los niveles de compuestos insaturados causantes de olor como TCA, IPMP e IBMP.

Si el compuesto causante de olor está saturado, la ozonización podría tener un pequeño efecto, a menos que ocurra en aguas que apoyan el desarrollo de radicales hidroxilo. Estudios de ozonización utilizando agua altamente purificada muestran una pequeña oxidación de geosmina y MIB, sin embargo, muchos estudios usando aguas naturales muestran al ozono ser efectivo removiendo estos compuestos. El radical OH es un oxidante más fuerte que el ozono molecular, especialmente para moléculas alifáticas como la geosmina y el MIB.

El proceso de ozonización cambia las características del material orgánico y los resultados de olor. Como consecuencia, cuando se tratan aguas con altas cantidades de materia orgánica, el impacto del ozono sobre el nivel de olor es variable y depende de las condiciones de tratamiento total.

La dosis efectiva de ozono cae en el rango de 0,5 a 5 [mg/l], siendo 2 [mg/l] un valor típico.

6. Procesos avanzados de oxidación.

El termino general “proceso avanzado de oxidación” (PAO) es comúnmente usado para describir procesos que usan radicales altamente reactivos como oxidantes. Estos radicales no selectivos fuertemente oxidantes (incluyendo los radicales hidroxilo) pueden ser producidos como compuestos intermediarios por muchos procesos:

- Ozonización a pH alto
- Ozonización con adición de H_2O_2
- Ozonización con irradiación de luz ultravioleta
- H_2O_2 con irradiación de luz ultravioleta
- Ozonización en presencia de un catalizador sólido como dióxido de titanio

Todos estos procesos trabajan de forma similar, pero difieren lo suficiente como para hacer uno más práctico que el otro, dependiendo de la calidad del agua o del objetivo del tratamiento.

Por mucho, el PAO más ampliamente usado es el proceso O_3/H_2O_2 , conocido como peroxono. Cuando se adiciona al agua, el peróxido de hidrógeno se disocia en iones hidroperóxido (HO_2^-), los que reaccionan con el ozono molecular para producir el radical hidroxilo (OH), el ion superóxido (O_2^-) y oxígeno molecular. El H_2O_2 puede ser aplicado antes, al mismo tiempo o luego de la alimentación de ozono, dependiendo de los objetivos del proceso.

El proceso O_3/UV es el segundo más aplicado. En este sistema, la radiación UV provee la energía para dividir el peróxido de hidrógeno en dos radicales hidroxilo. El proceso tiende a ser más lento que el primero. La radiación UV en agua que contiene ozono molecular forma H_2O_2 , promoviendo la formación de radicales hidroxilo, como se describe anteriormente.

a) Tratamiento de PAO

Dos PAO (H_2O_2/O_3 y O_3/UV) son los más efectivos para geosmina y MIB, alcanzando una eficiencia de 70 a 99% cuando se trata una concentración inicial de 100 ng/l para ambos compuestos. El ozono por sí solo es casi tan efectivo como los PAO, pero a altas dosis. Para alcanzar un 90% de remoción por ozono se requiere una dosis mayor que 4,0 mg/l, comparado con una dosis de 2,0 mg/l usando H_2O_2/O_3 . La efectividad del ozono por sí solo se relaciona con el hecho de que constituyentes en el agua natural reaccionan con el ozono para formar radicales altamente reactivos, probablemente radicales OH.

b) Peroxono en el tratamiento de geosmina y MIB

La razón de dosis óptima de H_2O_2/O_3 para maximizar la velocidad de reacción de los radicales hidroxilo puede ser determinada para una aplicación de oxidación específica. Por ejemplo, la razón óptima H_2O_2/O_3 para oxidar TCE y PCE en aguas subterráneas es de 0,5 en peso. En cambio, para oxidar Geosmina y MIB se requiere una fracción de H_2O_2/O_3 de 0,4; removiendo $90\pm 2\%$ de MIB y $95\pm 1\%$ de Geosmina, aplicando una dosis de 2,4 [mg/l] de ozono¹. La eficiencia de operación más alta se obtiene al dosificar ozono para obtener un tiempo de contacto de oxidación, seguido por el peróxido de hidrógeno para una oxidación con radicales hidroxilo.²

7. Selección de un proceso de oxidación

Para seleccionar el tipo correcto de oxidante y su punto de aplicación dentro del proceso de tratamiento de agua requiere consideraciones de amplio rango, lo que incluye:

- Objetivos del tratamiento de oxidación: particularmente si se buscan múltiples objetivos. Diferentes oxidantes muestran variada versatilidad, y los objetivos pueden requerir una selección de oxidantes comparados o un proceso de selección.
- Calidad del agua fuente: parámetros de la calidad del agua como el pH, alcalinidad, hierro y concentración de MON puede fomentar o inhibir la formación de radicales para ozonización y PAOs. La presencia de color y turbidez disminuirá la efectividad de los PAOs que usan UV. Agua con altos niveles de MON requieren altas dosis de oxidante, lo que descarta el uso de cloro y dióxido de cloro debido a las limitaciones en la formación de subproductos formados de estos oxidantes. Cambiar el pH puede alterar la forma y velocidad de reacción de los oxidantes. Muchas de estas consecuencias por la calidad del agua pueden ser mitigados con un pretratamiento o un ajuste químico del agua fuente, pero el costo de este proceso podría hacer tales enfoques poco atractivos.

¹AWWA research foundation. Demonstration-scale evaluation of ozone and Peroxone. Estados Unidos. 2000. Pág. 163

² EPA Guidance Manual. Alternative disinfectants. Estados Unidos. 1999. Capítulo 7, pág. 3.

- Impacto en la formación de subproductos: debe considerarse el potencial del proceso de oxidación: se debe considerar el hecho de que el proceso de oxidación puede generar altos niveles de subproductos regulados, tales como THMs, TOX y bromato. Esta evaluación debe considerar el efecto de la oxidación y sus pasos de desinfección posteriores. En algunos casos, la preoxidación puede reducir la formación de orgánicos halogenados, mientras que en otros puede aumentar su formación. Incluso, para el ozono y dióxido de cloro, la oxidación puede incrementar el nivel de COA en el agua tratada a menos que este material sea removido a través de un proceso posterior como un filtro CAG, filtración convencional o filtración biológicamente activa.
- Costo: cuando se considera el costo, el costo del sistema total para implementar un sistema de oxidación debería ser considerado. Incluyendo pretratamientos o post-tratamientos necesarios para asegurar la efectividad y mitigar el impacto de un método de oxidación particular.
- Compatibilidad con las habilidades del operario: los diferentes procesos de oxidación varían en términos de complejidad operacional y mantenimiento, desde una simple sistema de alimentación de químicos hasta un complejo sistema mecánico como un proceso O₃/UV. Los químicos empleados también varían en términos de peligro potencial y requerimientos de seguridad. La elección del proceso debe ser consistente con el nivel de habilidad del operario y la filosofía operacional del proveedor de agua.

La tabla (3.2) muestra los resultados de preoxidación utilizando distintos tipos de compuestos químicos oxidantes frente a diversos desafíos de tratamiento, los cuales se presentan en aguas superficiales y subterráneas, las cuales son utilizadas para la potabilización y consumo humano preferentemente.

Desafío del tratamiento	Cloro	Cloraminas	Dióxido de cloro	Permanganato de potasio	Ozono	PAO
Algas	M	N	M	M	E	M (1)
Hierro	E	N	E	E	E	E
Manganeso	M	N	E	E	E	M (1,2)
olores orgánicos	M (3)	N	M (3)	M (3)	M (4)	E
Color	E	N	E	M	E	M (1,2)
Orgánicos sintéticos	M (5)	N	M (5)	M (5)	M (5)	E

Tabla 3.2: Eficiencia comparativa de oxidantes para aplicaciones de tratamiento de agua

(E: efectivo; M: medianamente efectivo; N: no efectivo. (1) Información limitada, (2) tratamiento de ozono molecular es más eficaz, (3) generalmente ineficaz para geosmina y MIB, (4) ineficaz para geosmina y MIB a menos que se promueva un proceso de radicales, (5) alta efectividad dependiendo de los compuestos específicos).

Para ciertas aplicaciones, como remoción de hierro y manganeso de agua subterránea, la selección del oxidante y el diseño de la planta pueden estar basados en un mecanismo de remoción probado y una gran experiencia operacional. En muchas otras aplicaciones, como la remoción de compuestos difíciles causantes de olor o pesticidas, las pruebas piloto son necesarias para una completa evaluación de una opción de tratamiento y para la optimización de los criterios de diseño para aplicación a escala de planta.

3.2.2 Carbón activado

Como técnica más ampliamente aceptada y aplicada en la eliminación de los problemas de olor está el empleo del carbón activo, ya sea aplicándolo en forma de polvo (CAP), antes de la coagulación, o en forma granular (CAG), como medio filtrante en el proceso de tratamiento del agua.

El uso del carbón activado se basa fundamentalmente en sus propiedades de adsorción dada su gran superficie y distribución de poros, reteniendo y eliminando del agua, principalmente, compuestos orgánicos, no sólo los productores de olores, sino otras sustancias y contaminantes presentes en el agua y perjudiciales para la salud.

1. Carbón activado pulverizado (CAP)

Esta es una forma de carbón activado con un pequeño tamaño de partícula. El tratamiento consiste en verter CAP al agua, dejando que este interactúe con los contaminantes presentes, luego remover el CAP por sedimentación o filtración.

La alimentación local de CAP puede ser en cualquier punto antes de la filtración. El punto más común de alimentación es antes los floculadores ya que estos equipos pueden mezclar el CAP en el agua de buena forma. Sin embargo, algunas plantas alimentan el CAP poco antes de la filtración de tal forma que el carbón forme una capa sobre el filtro para asegurar que toda el agua esté en contacto con el carbón. Añadiendo CAP justo antes de la filtración puede causar problemas, o pueden endurecer los filtros, lo que resulta en una disminución en el espacio por el que pasa el agua en los filtros.

Sin tener en cuenta el punto de alimentación, CAP puede ser añadido al agua utilizando un alimentador en seco o como suspensión. Alimentadores en suspensión son mayormente usados en pequeñas plantas cuando el CAP es añadido en ciertos períodos en respuesta a problemas de olor estacionarios. En contraste, alimentadores de CAP en seco son usados en grandes plantas o cuando el CAP es añadido continuamente. Siendo que no es posible hacer una mezcla con CAP y agua, los mezcladores deberían tener un sistema de spray.

La efectividad del CAP en adsorber compuestos causantes de olores depende de una mezcla adecuada, tiempo de contacto, dosis y de la causa y concentración del compuesto causantes de olor. La mezcla y el tiempo de contacto son determinados por el punto en el que el CAP es añadido al tratamiento, ajustes hechos por los operadores usualmente solo conciernen cambios en la dosis de carbón. El rango de dosis usual es de 1 a 15 mg/l pero puede ser mucho mayor, en rangos de 100 mg/l o más, cuando el CAP es usado para remover trihalometanos o precursores de estos. El operador elige una dosis aproximada usando pruebas de jarra y los resultados de pruebas de olor.

2. Carbón activado granular (CAG)

Está hecho de partículas de mayor tamaño que las de CAP con una mayor área de superficie asociada. De igual forma que CAP, CAG puede remover precursores de trihalometanos y compuestos causantes de olor.

CAG es utilizado como medio filtrante, como una capa en un filtro de arena o en un filtro por separado, formando un lecho de carbón activado. Cuando se utiliza un filtro, este es puesto después del filtro rápido de arena para que la turbiedad no lo obstruya.

De igual forma que los filtros, los lechos deben ser diseñados para proveer un adecuado tiempo de contacto del agua con el medio filtrante. Esto es hecho calculando el EBCT (tiempo de contacto de lecho vacío), el cual es calculado de manera similar al tiempo de detención, como el volumen del filtro dividido por el flujo de agua a filtrar. EBCT se llama de esa forma debido a que el volumen ocupado por el CAG en el lecho no es tomado en cuenta. El EBCT depende de la finalidad del filtro de CAG, este es generalmente de 15 [min].

Durante la operación del filtro de CAG, muchos factores deben ser monitoreados. Si el CAG es parte de diseño del filtro para remover material particulado y también para adsorber compuestos causantes de olores, entonces la turbidez en el efluente debe ser monitoreada. De manera similar, los contaminantes causantes de olor en el efluente deberían ser monitoreados para determinar si el CAG opera correctamente. El operador debe hacer comprobaciones regulares por bacterias ya que microorganismos a menudo crecen en los filtros de CAG lo que resulta en problemas de obstrucción. Finalmente, la pérdida de carga debe ser monitoreada al igual que en cualquier otro filtro para determinar cuando la unidad debe ser retrolavada. Este retrolavado toma en cuenta un 50% de expansión del lecho y lavado de superficie.

La superficie completa del CAG eventualmente se cubre de contaminantes. Un filtro de CAG puede normalmente trabajar durante meses o años antes de alcanzar este estado, dependiendo de los niveles de contaminante en el agua de alimentación. Una vez que el CAG ha alcanzado su capacidad de adsorción, debe ser regenerado utilizando el mismo proceso de calentamiento utilizado para su activación. En muchas plantas, el CAG es simplemente reemplazado en vez de una inversión en el equipo necesario para su regeneración.

3. Elección el tipo de carbón activado

CAG y CAP tiene ventajas y desventajas. En general, CAP es utilizado más a menudo dado el bajo costo inicial y la flexibilidad de dosis que le permite cambios en su concentración en respuesta a los niveles del contaminante. Sin embargo, CAP tiene un alto costo de operación si se utiliza continuamente, no puede ser regenerado, produce grandes cantidades de lodo y puede pasar a través de

los filtros formando suciedad en el agua. Además, el polvo producido por las partículas de CAP lo hace difícil de manipular, y puede existir problema con la inflamabilidad de las partículas.

4. Regeneración del carbón activado granular

Aunque habitualmente es el carbón activado el adsorbente más adecuado para el tratamiento de las aguas, presenta con frecuencia grandes limitaciones, entre las que se pueden señalar las siguientes:

- Baja eficacia para la eliminación de determinados tipos de compuestos orgánicos; en general, de cierta polaridad.
- Elevado costo de regeneración. Esta operación ha de llevarse a cabo en la mayor parte de los casos por vía térmica, con una importante inmovilización de capital, alto consumo energético y pérdidas de adsorbente que alcanzan hasta el 10% o más de la masa del mismo en cada ciclo, como consecuencia de la reducción de tamaño de las partículas.

Para que sea económica la aplicación de carbón es necesario un medio eficaz para regenerarlo una vez que se haya alcanzado su capacidad de adsorción.

Los métodos para regenerar el carbón granular se basan en:

- Paso de vapor a baja presión a través del lecho, para evaporar y eliminar el disolvente ocluido.
- Extracción del adsorbato mediante un disolvente, un ácido o un álcali.
- Regeneración por vía térmica.
- Tratamiento del carbón con gases oxidantes.

Es frecuente el uso de una de las dos primeras técnicas en combinación con las siguientes; así, el carbón granular se regenera fácilmente por oxidación de la materia orgánica y su posterior eliminación de la superficie del carbón en un horno.

La regeneración del carbón se lleva a cabo, sobre todo, por vía térmica -proceso que requiere fuertes inversiones-, utilizando hornos de pisos múltiples, de tipo rotatorio o de lecho fluidizado. Las pérdidas de carbón pueden llegar hasta el 10% por regeneración, por lo que al cabo de unas 10 a 12 regeneraciones se habrá sustituido, estadísticamente, toda la masa de carbón inicial.

Las reacciones necesarias para la regeneración son:



Estas reacciones son endotérmicas pero por encima de unos 760°C. Tienen lugar en el sentido señalado de forma prácticamente total. Entonces, la composición de la fase gaseosa cambia hasta alcanzar el equilibrio de acuerdo con la siguiente reacción:



Por otro lado, hay que minimizar la oxidación directa del carbón a CO_2 , controlando la concentración de oxígeno en el reactor. Esta reacción es exotérmica y se produciría en condiciones de oxidación intensa sobre toda la superficie del carbón. El horno debe ir provisto de dispositivos de control de atmósfera y de temperatura, de un sistema de deshidratación a la entrada y de un temple del carbón a la salida del horno.

3.2.3 Tratamiento de ozono y carbón activado

Dependiendo de la calidad del agua tratada, un pretratamiento con ozono antes de una etapa de adsorción con CAG puede incrementar la vida de servicio del carbón de 5 a 100%. Bajo muchas circunstancias se espera de un 10 a 20% de extensión de la vida útil del carbón. Pruebas de preozonización pueden ser realizadas mientras se opera con una planta piloto de CAG.

La ozonización no oxida la MON completamente a dióxido de carbono y agua. Se puede decir que la ozonización resulta en una fragmentación de largas moléculas de MON generando compuestos orgánicos pequeños. Las reacciones de sustitución producen aldehídos, cetonas y otros subproductos.

La ozonización generalmente incrementa la biodegradabilidad de la MON en el agua ya que las largas moléculas orgánicas son oxidadas en moléculas orgánicas más pequeñas que son fácilmente biodegradables. Este incremento de COA puede conducir a un crecimiento acelerado de bacterias y una regeneración en el sistema de distribución. Cuando la ozonización se sitúa antes de la filtración y las condiciones ambientales como el oxígeno disuelto, pH y temperatura son favorables, la actividad microbiológica se incrementa y la remoción de COA mejora. La adición de ozono no solamente incrementa la biodegradabilidad de los orgánicos disueltos sino que también introduce una alta

cantidad de oxígeno al agua, así crea un ambiente excelente para el crecimiento biológico. Las ventajas potenciales de la filtración activa son:

- Producción de agua biológicamente estable que no promueve un crecimiento y regeneración excesiva de bacterias en el sistema de distribución.
- Remoción de MON que sirve de precursor para la formación de subproductos como resultado de una desinfección residual con cloro libre o combinado.
- Reducción de la demanda de desinfectante residual del agua de modo que las regulaciones propuestas en cuanto a limitar el desinfectante residual se puedan cumplir.
- Remoción o control de subproductos de la ozonización.

3.3 Análisis de aguas y ensayos de tratamiento

Considerando la gran cantidad de reactivos que pueden aplicarse para desinfección y oxidación de un agua se estructurarán los habitualmente empleados: cloro, KMnO_4 , ozono y Peroxono.

En estos análisis se busca una dosis efectiva. En el caso de cloro, la dosis efectiva es la necesaria para obtener un residual de 1 [mg/l] de cloro residual libre. En el caso de permanganato de potasio, esta dosis es la máxima dosis que no genera color en la solución. En cuanto a ozono y Peroxono, la dosis efectiva es la mínima dosis que abate los problemas de olor en la solución problema.

3.3.1 Ensayos de cloración

La cloración de un agua, proceso clásico de oxidación y desinfección, suele conseguir la eliminación de cantidades discretas de Fe, Mn, amonio, nitritos, H_2S y la flora microbiana habitual de un agua cruda. El ensayo proporciona la dosis de cloro para la cual, después de las reacciones correspondientes entre el oxidante y las sustancias del agua, se obtiene una concentración de cloro residual libre, esta suele ser de 1 [mg/l] de Cl_2 libre en agua tratada.

Se trata, pues, de adicionar cantidades crecientes de disolución de cloro de concentración conocida a un agua problema y determinar la dosis necesaria para reducir el problema concreto que tenga el agua a probar en los ensayos.

Al principio, para incrementos de dosis de cloro se producen ligeros incrementos en las concentraciones de cloro residual debido a la formación de compuestos aminados. En una segunda fase el cloro residual desciende (por destrucción de los compuestos anteriores) hasta llegar a un punto, denominado punto de ruptura a partir del cual, nuevos incrementos de cloro añadido suponen efectivamente incrementos de cloro libre.

1. Materiales y Reactivos

- Materiales para ensayos de prueba de jarras.
- Disolución de cloro (hipoclorito sódico) de concentración conocida.
- Disolución de cloro de 1 [mg/ml]. Se prepara por dilución de la anterior

2. Procedimiento

El ensayo de cloro puede realizarse sólo con disolución de cloro o bien adicionando posteriormente a esta la dosis óptima de coagulante. En este segundo caso se trata de un ensayo cloro completo, mientras en el primer caso sería un ensayo de cloro simple.

- Llenar los vasos de precipitados con 1 [l] de agua problema. Poner el sistema en agitación rápida (120 rpm).
- Añadir cantidades crecientes de disolución de cloro de forma que se obtenga una secuencia ascendente. Agitar 30 segundos a velocidad rápida.
- Opcionalmente, añadir las dosis óptimas de coagulante y/o floculante. Agitar otros 30 segundos a velocidad rápida.
- Mantener agitación lenta (25 rpm) durante 10 [min].
- Esperar 4 horas y proceder a la lectura del cloro residual.

3. Expresión de Resultados

Se puede proceder a la confección de una curva de demanda de cloro, como se muestra en la figura (5.2), donde se utiliza agua cruda, teniendo como resultado un crítico con una dosis de 7,5 [mg/l] de cloro. Representando gráficamente en abscisas las dosis de cloro adicionadas y en ordenadas, las concentraciones residuales obtenidas para cada dosis.

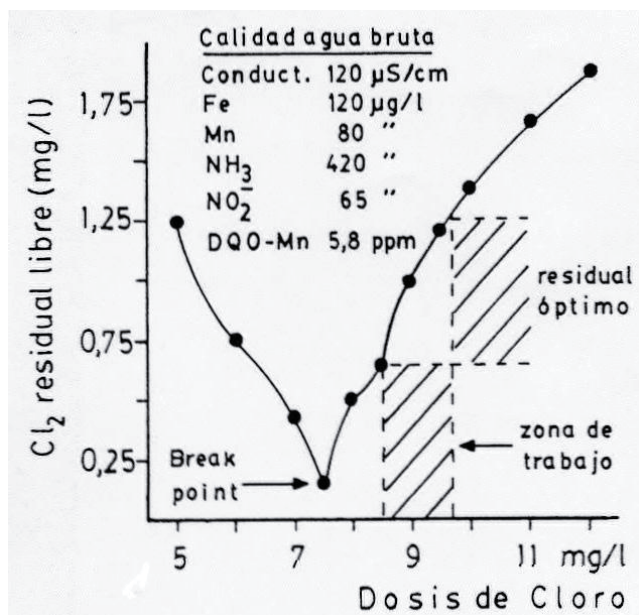


Figura 5.2: Curva práctica de demanda de cloro.

La dosis óptima del ensayo será aquella que corresponda a un residual de alrededor de 1 [mg/l] de Cl₂ residual libre, después del punto de ruptura. Está suficientemente comprobado que un agua con estos contenidos de cloro libre se encuentra razonablemente exenta de presencia microbiana en general (y patógena en particular).

3.3.2 Medición de cloro libre (Método DPD)

Para la medición de cloro libre se utiliza un disco coloreado con distintas tonalidades de rosa, las cuales representan concentraciones de cloro libre en una muestra que ha sido mezclada con un reactivo revelador de cloro libre.

1. Materiales y Reactivos

- Disco coloreado para pruebas de cloro libre (0-3,5 [mg/l])
- Caja para comparación de color.
- Botellas para muestras (25 [ml])
- Reactivos para cloro residual por método DPD.

2. Procedimiento

- Llenar una botella con una muestra de agua destilada, esta se utiliza como solución patrón.

- Llenar una botella con 10 [ml] de solución problema.
- Mezclar la solución problema con una bolsita de reactivo para medición de cloro libre.
- Medir a contraluz el color final de la muestra problema utilizando el disco coloreado y la botella de solución patrón en el reverso de la parte coloreada del disco.

3. Expresión de resultados

En general, la solución problema presenta coloración rosada a partir de una determinada concentración de cloro, color que oscurece al tener mayor concentración de cloro. Este método solo sirve para medir cloro libre con una concentración máxima de 3,5 [mg/l]. Para medir concentraciones superiores, se debe diluir la muestra en agua desionizada.

3.3.3 Ensayos de permanganato de potasio

Este reactivo, en el orden práctico, supera al comportamiento del cloro cuando se trata de eliminar cantidades relativamente importantes de Mn^{2+} en agua cruda (más de 0,4[mg/l]), cuando el agua presenta concentraciones apreciables de materias orgánicas (más de 5[mg/l]) y/o cuando el agua cruda clorada presenta problemas de olor promovidos por reacciones de cloración de diferentes sustancias orgánicas aromáticas que no son rotas totalmente por el cloro. El uso del permanganato, en general es más efectivo cuando se opera a pH superiores a 9,5; por la menor solubilidad de los oxihidróxidos de Fe y especialmente de Mn oxidado, en esta zona de pH.

1. Materiales y Reactivos

- Materiales para los ensayos de Prueba de jarra.
- Disolución patrón de $KMnO_4$ de 1 [g/l].
- Disolución de NaOH 5M.

2. Procedimiento

- Operar con vasos de precipitados llenos con 1 [l] de agua problema. Poner en agitación rápida.
- Ajustar el pH de cada vaso a 9,5 mediante adición de disolución de NaOH 5M.
- Añadir dosis crecientes de disolución de oxidante.
- Agitar durante 30 minutos a velocidad rápida.
- Agitar durante 10 minutos a velocidad lenta.

- Dejar sedimentar durante 1 hora.
- Filtrar alícuotas del agua de cada vaso a través de papel de filtro WHATMAN 42 o similar.

3. Expresión de resultados

En general, los vasos van presentando coloración rosada a partir de una determinada dosis; dosis anteriores pueden no modificar el color primitivo del agua cruda. La dosis óptima corresponde a la concentración mínima a partir de la cual no se aprecia coloración rosada residual en el agua tratada. Cuando el reactivo se aplica para reducción de contenidos altos de Mn^{2+} en agua cruda se deberán determinar las concentraciones residuales de Mn en al menos el agua filtrada de tres vasos: uno el de la dosis óptima y otro antes y después de esta dosis.

3.3.4 Ensayos con ozono

La ozonización es un método de tratamiento de aguas que está siendo cada vez más utilizado, debido al gran poder oxidante del reactivo tanto frente a sustancias inorgánicas y no convenientemente eliminadas con cloro, como compuestos orgánicos susceptibles de provocar problemas de olor y THM en aguas tratadas con cloro, como por su elevado poder germicida frente a la flora microbiana.

La dosificación efectiva del ozono al agua a ensayar se puede realizar de forma similar a la seguida en la estación de tratamiento de agua potable (ETAP): en recipientes adecuados se burbujea el gas durante un tiempo exactamente medido en función de dosis deseada y riqueza en ozono del fluido gaseoso. Según esto, el primer paso a llevar a cabo en un ensayo de dosificación de O_3 es el de calcular la concentración del gas (aire u oxígeno) en ozono.

1. Principio

Conocida la producción de ozono disponible se puede pasar a la elaboración de los ensayos de laboratorio. Evidentemente, dependiendo del tipo de problema que se desee eliminar del agua cruda, los ensayos posteriores a la dosificación podrán ser variados. Si se trata de eliminar Mn^{2+} se trataría de determinar el Mn residual existente en el agua después de la adición de cada dosis de oxidante. También se podría operar obteniendo la dosis que proporciona un determinado valor residual de O_3 .

2. Materiales Y Reactivos

- Ozonizador industrial o de laboratorio, de producción conocida.
- Recipientes de 10 [l] de capacidad. Se pueden utilizar de otra capacidad, pero habida cuenta de que entonces los tiempos de dosificación del gas ozonizado serían menores, y por tanto, también menor la precisión del método, se recomiendan recipientes de esta capacidad.

3. Procedimiento

- Proceder a dosificar ozono durante tiempos controlados que equivaldrían a dosis en [mg/l] determinadas. Para ello utilizar la gráfica de "tiempos vs. mg de O₃" construida previamente. Esperar 5 [min] tras cada burbujeo.

4. Expresión de Resultados

En función del fin perseguido. No obstante y en general, cuando el O₃ no se utiliza para eliminar sustancias concretas sino como sistema de mejora integral de la calidad del agua tratada, se suelen usar aquellas dosis que al cabo de 5 minutos presenten un residual de O₃, menor o igual a 0,05 [mg/l] en el agua tratada.

3.3.5 Ensayos con Peroxono

La ozonización transforma los contaminantes en compuestos más simples, más refractarios al reactivo. Se logra una mejoría agregando peróxido de hidrógeno. Este último es un ácido débil, un poderoso oxidante y compuesto inestable.

El uso de dos o más oxidantes combinados permite aprovechar los posibles efectos sinérgicos entre ellos, lo que produce una destrucción adicional de la carga orgánica. El proceso pretende la oxidación directa (y selectiva) del ozono con la reacción rápida y poco selectiva de los radicales hidroxilo con los compuestos orgánicos.

El peróxido de hidrógeno puede iniciar la descomposición de ozono por transferencia de electrones. La reacción genera radicales hidroxilo consumiendo ambos oxidantes, a través de un mecanismo en cadena.

El proceso tiene un alto costo pero es rápido y puede tratar contaminantes orgánicos presentes en muy bajas concentraciones (PPB), a un pH entre 7 y 8; la relación másica óptima H_2O_2/O_3 es aproximadamente 0,4.³

1. Principio

Conocida la producción de ozono disponible se puede pasar a la elaboración de los ensayos de laboratorio. Evidentemente, dependiendo del tipo de problema que se desee eliminar del agua cruda, los ensayos posteriores a la dosificación podrán ser variados.

2. Materiales Y Reactivos

- Ozonizador industrial o de laboratorio, de producción conocida.
- Recipientes de 10 [l] de capacidad, se pueden utilizar de otra capacidad.
- Disolución patrón de 1 [g/l] de peróxido de hidrógeno.

3. Procedimiento

- Proceder a dosificar ozono durante tiempos controlados que equivaldrían a dosis en [mg/l] determinadas. Para ello utilizar la gráfica de "tiempos vs. mg de O_3 " construida previamente. Esperar 5 [min] tras cada burbujeo.
- Proceder a dosificar la solución de H_2O_2 en una relación másica H_2O_2/O_3 de 0,4.
- Proceder a medir aquellos parámetros para cuya reducción se use el proceso de oxidación.

5. Expresión de Resultados

En función del fin perseguido. En el caso de ensayos de abatimiento de olor en agua potable, se debe hacer uso de ensayos de tipo organoléptico.

³ AWWA Research Foundation, American Water Works Association. Demonstration-scale Evaluation of Ozone and Peroxone. Estados Unidos. 2000. Pág. 163.

3.3.6 Ensayos con carbón activado

La adsorción en carbón activado es el proceso de tratamiento de agua más efectivo y confiable disponible para la remoción de la amplia gama de sustancias orgánicas disueltas en agua. Para muchos de los compuestos orgánicos difíciles de eliminar, es la única alternativa de tratamiento. El carbón activado puede ser usado para adsorber un compuesto orgánico específico que contribuye al olor, como para el amplio espectro de materia orgánica natural que causa color y contribuye como precursor para subproductos de desinfección.

En el caso de un filtro de CAG, su tamaño está limitado principalmente por el EBCT y el grado de expansión del lecho. Al ser utilizado como método de desodorización, el filtro debe entregar agua sin olor, por lo que el tiempo de contacto es el necesario para cumplir este objetivo.

1. Principio

Las columnas de CAG a escala piloto tiene por lo menos 100 [mm] de diámetro interior para minimizar el efecto de pared en lechos pequeños. Estas unidades operan a un rango de tiempos de contacto y carga hidráulica para simular el rendimiento a gran escala. Se trabaja hasta abatir el olor del agua, obteniendo de esta forma un tiempo de contacto necesario.

2. Materiales y Reactivos

- Columna con capacidad para el carbón activado y su expansión.
- Carbón activado granular.
- Sistema de dosificación controlada de fluido de trabajo.

3. Procedimiento

- Llenar la columna de adsorción con 1000 [cm³] de CAG.
- Alimentar en forma descendente la columna con la solución problema a razón de 0,2 [l/min].
- Tomar muestras de 200 [ml] de la primera filtración.
- Alimentar la columna de adsorción con la solución filtrada para aumentar su EBCT.
- Tomar muestras de 200 [ml] de cada filtración.
- Hacer pruebas de umbral de olor de cada muestra.

4. Expresión de Resultados

En función del fin perseguido. En el caso de ensayos de abatimiento de olor en agua potable, se debe hacer uso de ensayos de tipo organoléptico.

3.3.7 Ensayos con ozono y carbón activado

Cuando las concentraciones de los compuestos productores de olor son altas, la oxidación con ozono por sí misma puede no ser económicamente viable. Como alternativa, la aplicación de un filtro de CAG aguas abajo o entre la ozonización puede proveer la mejor solución de tratamiento.

1. Principio

Para disminuir la dosis de ozono necesaria para abatir el olor presente en aguas con alto contenido de compuestos orgánicos, se utiliza una etapa de filtración en CAG. Una de las ventajas es el aumento del tiempo entre regeneraciones que necesita el carbón activado gracias a la etapa de oxidación con ozono.

2. Materiales y Reactivos

- Generador de ozono.
- Columna con capacidad para el carbón activado y su expansión.
- Carbón activado granular.
- Sistema de dosificación controlada de fluido de trabajo.

3. Procedimiento

- Seguir el procedimiento de “Ensayos con ozono” hasta obtener una solución ozonizada.
- Llenar la columna de adsorción con 1000 [cm³] de CAG.
- Alimentar en forma descendente la columna con la solución problema a razón de 0,2 [l/min].
- Tomar muestras de 200 [ml] de la primera filtración.
- Alimentar la columna de adsorción con la solución filtrada para aumentar su EBCT.
- Tomar muestras de 200 [ml] de cada filtración.
- Hacer pruebas de umbral de olor de cada muestra.

4. Expresión de Resultados

En función del fin perseguido. En el caso de ensayos de abatimiento de olor en agua potable, se debe hacer uso de ensayos de tipo organoléptico.

3.3.8 Determinación de olor por Método organoléptico (Método Standard).⁴

1. Principios

- El método se basa en la apreciación sensorial del olor que eventualmente es perceptible, cuando una muestra de agua potable es sometida a calentamiento hasta alcanzar la ebullición.
- El examen se realiza en frío y en caliente a temperaturas predeterminadas.

2. Equipos e instrumentos

- Sistema de calentamiento: plancha o plato calefactor, baño de agua o mechero.
- Termómetro, rango de 0 a 110°C, con sensibilidad de 1°C.
- Material de uso habitual en laboratorio: vaso de precipitado, matraces, pipetas y otros.

3. Procedimiento:

- Tomar el mismo envase de recolección y agitar suavemente durante 1 [min]. Destapar e inmediatamente aplicar la nariz encima del gollete. Aspirara varias veces, para detectar la presencia de olor.
- Seguidamente, medir la temperatura natural de la muestra en el mismo envase.
- Anotar la percepción de los dos pasos anteriores como el resultado del “examen en frío”.
- Tomar en el mismo vaso precipitado o matraz Erlenmeyer destinado al análisis, un volumen representativo (aprox. 250 [ml]), directamente desde el envase de recolección.

⁴ American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewaters. Threshold odor test. Estados Unidos. 1999. Pág. 134-140.

- Someter a calentamiento lento, con termómetro incorporado. Controlar la presencia de olor en la misma forma que para la muestra fría, desde la temperatura natural de la muestra, hasta 5 [min] después de producir la ebullición. Poner especial atención al rango intermedio de 40 a 60°C, temperaturas que permitirían la detección de olor umbral para la mayoría de las aguas naturales.
- Anotar cualquier percepción de olor observada en el punto anterior y el valor de la temperatura a la que éste se produce, como el resultado del “Examen en caliente”.

4. Control de calidad del método de ensayo

- Control de temperatura: el control de temperatura de calentamiento debe ser efectuado con un termómetro previamente contrastado con un termómetro patrón interno calibrado en un organismo que disponga de trazabilidad a un sistema internacional de medidas. Los factores de contrastación deben ser aplicados a las mediciones.
- Control de calidad analítica: por tratarse de un ensayo cualitativo, sólo es factible aplicar blancos y duplicados ocasionales. Idealmente, cuando existan dudas, el análisis debe realizarse mediante panel de varias personas (4 o 5). En tal caso, la aplicación de una modificación en el orden de la muestra para cada panelista puede prevenir errores debido a fatigas, expectación, suposiciones o adivinanzas.

5. Expresión y aprobación de resultados

- Informar como “inodoro”, en caso de que tanto el examen en frío como en caliente hayan sido negativos.
- Si se detectó presencia de olor en cualquiera de los exámenes (frío o caliente), informar “no cumple” indicando entre paréntesis la temperatura a la que ello se produce.
- La referencia a olores característicos (terroso, moho, pescado, etc.), no debe informarse, sino manejarse como información interna y como una alerta que debe inducir a la realización de análisis más específicos.
- Son válidos los resultados que hayan cumplido con el procedimiento del método de ensayo y su control de calidad.

6. Información adicional por Método Esval-Concón (Método Planta)

Para proveer más información al ensayo, las muestras se evalúan entre 0 y 4, tomando como el valor mínimo una muestra de agua destilada a las mismas condiciones que la muestra problema analizada. En el caso del valor 4, esta es una muestra de solución problema de agua cruda no tratada. Se tiene en

consideración que cualquier valor mayor a 0 se refiere a una muestra que no cumple como muestra inodora en el examen en caliente, considerando para todas las muestras una temperatura de umbral de olor a 60°C.

Esté método debe ser evaluado por un panel de degustación de 4 a 5 personas, tomando en consideración la evaluación puntual de cada persona y llegando a un consenso para disminuir el error de los resultados por factores externos tales como alergias, personas fumadoras, suposiciones, etc.

3.3.9 Determinación de sabor por método organoléptico.⁵

El gusto se refiere solo a la sensación gustativa llamada ácida, salada, agria y dulce que resultan de una estimulación química de las terminales nerviosas localizadas en las papilas gustativas de la lengua y el paladar suave. El sabor se refiere a una sensación gustatoria, olfatoria y trigeminal compleja resultante de una estimulación química de las terminaciones nerviosas localizadas en la lengua, la cavidad nasal y la oral. Las muestras de agua introducidas en la boca siempre producen un sabor, aunque puede predominar el gusto o el olor de estas, dependiendo de las sustancias químicas presentes. Los métodos de análisis sensorial requieren una evaluación de la sensación compleja denominada sabor. Refiriéndose al concepto de gusto descrito anteriormente, un ensayo de gusto se refiere a un método de análisis donde las muestras son llevadas a la boca pero la evaluación resultante se relaciona con el sabor.

Solo se pueden hacer pruebas con muestras seguras para la ingestión. No se pueden utilizar muestras que puedan estar contaminadas con bacterias, virus, parásitos o químicos dañinos, que contengan agentes de cloración como arsenito sódico. No se puede hacer ensayos de sabor en aguas de desecho o efluentes similares que no han sido tratados. Cumpla con todas las precauciones sanitarias con respecto a los equipos y recipientes en contacto con la muestra.

⁵ American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewaters. Estados Unidos. 1999. Pág. 140-141

Capítulo 4: Resultados de práctica en ensayos de preoxidación y adsorción.

Se efectúan ensayos a nivel de laboratorio para evaluar la aplicación de oxidantes y carbón activado, utilizando agua estancada del río Aconcagua (Chile, Marzo del 2013) como solución problema. Esta solución emana un olor a tierra húmeda, olor relacionado con geosmina.

En cuanto a los oxidantes, se evalúa el comportamiento de: hipoclorito de sodio, permanganato de potasio, ozono y peróxido de hidrógeno (en conjunto con ozono como un proceso avanzado de oxidación).

Se analiza la dosis efectiva de cloro para contrastarla frente a la dosis utilizada en la planta de tratamiento y así evaluar la calidad de la solución problema utilizada, considerando como una dosis efectiva la cual oxida en su totalidad Fe y Mn presente en la muestra.

Se analiza la dosis efectiva de permanganato de potasio (máxima dosis posible que no altera el color primitivo de la muestra analizada) para evaluar su comportamiento frente a compuestos causantes de olor presentes en la solución problema. De esta forma analizar, utilizando de igual forma los resultados de cloración, la capacidad de abatimiento de olor de estos oxidantes. Esto permite verificar, de forma indirecta, la presencia de geosmina en la solución problema.

Se analiza la dosis necesaria de ozono y peroxono, al igual que el tiempo de contacto de CAG, para obtener un abatimiento completo de olor en la solución problema. En el caso de un tratamiento de ozono y CAG, se analiza su comportamiento para evaluar una dosis de ozono y tiempo de contacto necesarios para alcanzar un abatimiento total de olor en la solución problema, teniendo en consideración una dosis mínima frente a un tiempo de contacto mínimo, necesarios para alcanzar la meta descrita.

En estos ensayos, el obtener un resultado satisfactorio en el abatimiento de olor se relaciona con obtener una muestra analizada inodora, haciendo análisis organolépticos de olor por el método Standard de olor.

Los resultados de los ensayos se describen a continuación:

4.1 Cloración

Como oxidante se utiliza una solución de hipoclorito de sodio con una concentración de 1 [g/l] de cloro activo, los resultados de la experiencia se describen en la tabla (4.1).

Dosis [mg/l]	Cloro libre [mg/l]	Método Standard	Método Planta
0	0	No cumple (40°C)	4
1	0	No cumple (40°C)	4
2	0,2	No cumple (40°C)	4
3	0,2	No cumple (40°C)	4
4	0,4	No cumple (40°C)	4
5	0,9	No cumple (40°C)	4
6	1,2	No cumple (40°C)	4
7	1,6	No cumple (40°C)	4
8	2,2	No cumple (40°C)	4
9	2,8	No cumple (40°C)	4
10	3,5+	No cumple (40°C)	4
11	3,5+	No cumple (40°C)	4

Tabla 4.1: Resultados de Cloración

Para la medición de cloro libre se utiliza el método DPD. En cuanto a la medición de olor, se hace uso del método Standard para medición de olor.

Los resultados de medición de cloro libre muestran una curva ascendente, la cual no desciende incluso cuadruplicando la dosis utilizada en la planta Concón-Esval, la cual es de 3 [ppm] en la etapa de preoxidación. Estos resultados no muestran el punto de ruptura debido al alto contenido de materia orgánica y metales pesados presentes en la solución problema.

Los resultados del método Standard para la medición de olor muestran soluciones con problemas de olor incluso con dosis de 11 [mg/l] de cloro. Los resultados de medición de olor por el método planta no muestran abatimiento de olor por parte del cloro, manteniendo el nivel de olor en todas las soluciones.

4.2 Permanganato de potasio

Como oxidante se utiliza una solución de permanganato de potasio de 1 [g/l], los resultados de la experiencia se describen en la tabla (4.2).

Dosis [mg/l]	pH	Método Standard	Método planta
0	6,85	-	-
1,5	9,72	-	-
3	9,56	No cumple (40°C)	4
4,5	9,69	-	-
6	9,53	-	-
7,5	9,5	-	-
9	9,71	-	-

Tabla 4.2: Resultados de oxidación con permanganato de potasio



Figura 4.1: Resultados de oxidación con permanganato de potasio

En la Figura (4.1) se observa el resultado de oxidación con permanganato de potasio. La dosis, de izquierda a derecha, en la imagen superior es de 1,5 a 9 [mg/l] y en la segunda es de 1,5 a 4,5 [mg/l].

Tomando en cuenta los resultados del ensayo, la dosis efectiva de permanganato de potasio es de 3 [mg/l], considerando que aumentando esta dosis se produce un cambio en el color primitivo de la muestra de agua utilizada en el ensayo.

Utilizando el método Standard para la medición de olor, se observa que una solución a la cual se le aplica una dosis de 3 [mg/l] de permanganato de potasio no cumple y presenta olor a 40°C. Utilizando el método planta para la evaluación de olor en la muestra, no se observa cambios en el nivel de olor en relación a una muestra sin tratar con permanganato de potasio.

4.3 Ozono

Para los ensayos con ozono se utiliza un generador de ozono modelo OZX-300AT, el cual cuenta con un regulador de producción de ozono (40% a 100%) y un temporizador digital, que permite dosificar el ozono en base al tiempo requerido. El generador tiene una entrada de aire, del cual utiliza su contenido de oxígeno para generar ozono. El equipo, por descarga de corona, produce hasta 500 [mg/h] de ozono. La dosis utilizada en la experiencia es la máxima que provee el equipo.

Se utiliza, como estanque para la ozonización, un estanque de cristal de 2,5 [l] de volumen.

Los resultados de la experiencia son los siguientes:

Tiempo [s]	Dosis [mg/l]	Método Standard	Método Planta
0	0	No cumple (40°C)	4
14,4	1	No cumple (40°C)	4
28,8	2	No cumple (40°C)	3
43,2	3	No cumple (40°C)	3
57,6	4	No cumple (40°C)	3
72	5	No cumple (40°C)	2
84,6	6	No cumple (40°C)	2
100,8	7	No cumple (60°C)	1
115,2	8	Inodoro (60°C)	0
129,6	9	Inodoro (60°C)	0

Tabla 4.3: Resultados de ozonización

Se utilizan dosis de 1 a 9 [mg/l] aumentando de a 1 [mg/l] controlando el tiempo de producción de ozono por parte del generador, manteniendo un volumen constante de muestra problema a oxidar.

Utilizando el método Standard para la comprobación de olor se observa que con una dosis de 8 [mg/l] de ozono la solución problema no presenta olor, haciendo ensayos en frío y caliente (60°C).

4.4 Peroxono (ozono/ Peróxido de hidrógeno).

Se hacen ensayos de peroxono, utilizando el generador de ozono del ensayo anterior y una solución de 1 [mg/l] de peróxido de hidrógeno. La razón másica de dosis de H₂O₂/O₃ es de 0,4.

Tiempo de O ₃ [s]	Dosis O ₃ [mg/l]	Dosis H ₂ O ₂ [mg/l]	Método Standard	Método Planta
0	0	0	No cumple (40°C)	4
14,4	1	0,4	No cumple (40°C)	2
28,8	2	0,8	No cumple (40°C)	2
43,2	3	1,2	No cumple (40°C)	1
57,6	4	1,6	No cumple (40°C)	1
72	5	2,0	No cumple (60°C)	1
84,6	6	2,4	Inodoro (60°C)	0
100,8	7	2,8	Inodoro (60°C)	0
115,2	8	3,2	Inodoro (60°C)	0
129,6	9	3,6	Inodoro (60°C)	0

Tabla 4.4: Resultados de oxidación con peroxono.

Utilizando el método Standard para la detección de olor se observa una solución inodora en ensayos en caliente (60°C) utilizando una dosis de ozono de 6 [mg/l] y una dosis de peróxido de hidrógeno de 2,4 mg/l, cumpliendo con la razón másica de dosis de 0,4.

Utilizando el método Planta para la evaluación de olor, se observa una presencia mínima del olor luego de 3 [mg/l] de ozono y 1,2 [mg/l] de H₂O₂.

4.5 Ensayos con CAG

Las características del CAG utilizado se describen en la tabla (4.5).

Se utiliza un lecho de carbón activado mineral granular, con un volumen de lecho de 1000 [cm³] y un flujo de solución problema de 0,2 [l/min] para generar un tiempo de contacto con el lecho de 5 [min]. Los resultados de la experiencia se describen en la table (4.6).

Utilizando el método Standard para la detección de olor, se observa que con un tiempo de contacto de 15 [min] se presenta una solución inodora. Utilizando el método Planta para la evaluación de olor, se observa que con 10 [min] de contacto la presencia de olor en la muestra es baja y con 15 [min] se presenta una muestra sin olor.

Tipo de carbón (código)	CO - 850
Origen	Vegetal
Contenido de humedad	< 8%
Contenido de cenizas	< 5%
pH	9,5
Índice de yodo	>950 [mg/g]
Superficie específica (BET)	1.033 [m ² /g]
Densidad bulk para malla 200	0,470 [g/cm ³]
Índice de fenol	45,2 [mg/g]
Cloruros	< 0,01%
Sulfatos	< 0,02%
Sulfuros	Ausencia
Compuestos cianógenos	Ausencia
Metales pesados	As, Cd, Cr, Pb < 0,001%
Tamaño de partícula	Malla 325: 95%, malla 200: 100%
Volumen de poros	0,528 [cm ³ /g]

Tabla 4.5: Propiedades fisicoquímicas del carbón activado utilizado en los ensayos de CAG

EBCT [min]	Método Standard	Método Planta
0	No cumple (40°C)	4
5	No cumple (40°C)	2
10	No cumple (40°C)	1
15	Inodoro (60°C)	0
20	Inodoro (60°C)	0
25	Inodoro (60°C)	0
30	Inodoro (60°C)	0

Tabla 4.6: Resultados de adsorción con CAG.

4.6 Ensayos con Ozono y CAG

El ensayo se efectúa inicialmente siguiendo las indicaciones del ensayo de ozono anteriormente descrito, luego con la solución problema ozonizada a una dosis indicada se utiliza un filtro de CAG, de igual forma que el ensayo anteriormente descrito, por un tiempo indicado. Los resultados de este ensayo son los siguientes:

Dosis de O ₃ [mg/l]	EBCT [min]	Método Standard	Método Planta
0	0	No cumple (40°C)	4
2	0	No cumple (40°C)	3
2	5	No cumple (40°C)	2
2	10	Inodoro (60°C)	0
4	0	No cumple (40°C)	3
4	5	No cumple (40°C)	2
4	10	Inodoro (60°C)	0
6	0	No cumple (40°C)	2
6	5	No cumple (60°C)	2
6	10	Inodoro (60°C)	0

Tabla 4.7: Resultados de ensayos con ozono y CAG

4.7 Observaciones

Los resultados obtenidos son los siguientes:

- El cloro no abate los problemas de olor en las muestras analizadas incluso aplicando cuatro veces la dosis utilizada en la planta Concón-Esval.
- Los ensayos de oxidación con permanganato de potasio muestran una dosis efectiva de 3 [mg/l]. Esta dosis no abate los problemas de olor en las muestras analizadas.
- Los ensayos de oxidación con ozono muestran resultados satisfactorios en el abatimiento de olor en las muestras analizadas. La dosis efectiva es muy alta en relación a dosis promedio utilizadas en plantas de tratamiento de agua potable (0,5 – 5 [mg/l]).
- Los ensayos con CAG muestran resultados satisfactorios en el abatimiento de olor en las muestras analizadas.
- Los ensayos que combinan ozono y CAG muestran un resultado satisfactorio en el abatimiento de problemas con olor en las muestras analizadas. Las dosis de ozono utilizadas en este ensayo no producen una gran variación el tiempo de contacto necesario del CAG.

Capítulo 5: Análisis de costos

5.1 Análisis de costos general

El costo del proyecto se divide en: Capital total de inversión y Costo de producción. La estimación del primero se especifica en la tabla (5.1) y la del segundo en la tabla (5.2).

El Capital total de inversión (CTI) se divide en Costos directos, Costos indirectos y Capital de trabajo.

1. Costo directo	Estimación
- Costo de equipos principales (CEP)	Valor utilizado en la estimación
- Instalación de equipos principales	47% de CEP
- Instrumentación y control (instalado)	36% de CEP
- Cañerías (instaladas)	68% de CEP
- Sistema eléctrico (instalado)	11% de CEP
- Construcciones (incluyendo servicios)	18% de CEP
- Preparación de terreno	10% de CEP
- Instalaciones de servicios	70% de CEP
2. Costo indirecto	-
- Ingeniería y supervisión	33% de CEP
- Construcción y gastos	41% de CEP
- Gastos legales	4% de CEP
- Contratistas	22% de CEP
- Contingencias	44% de CEP
3. Capital de trabajo	15% de CTI

Tabla 5.1: Estimación de Capital total de inversión en relación al costo de equipos principales en una planta procesadora de fluidos.

El Capital fijo total (CFT) es la suma del Costo directo y el Costo indirecto. El capital de trabajo ($C_{Trabajo}$) se considera como el 15% del capital total de inversión (C_{Total}) y el capital total es, a su vez, la suma del capital de trabajo y CFT. Esto es:

$$CFT + C_{Trabajo} = C_{Total} \quad (5.1)$$

$$CFT + 0,15 \cdot C_{Total} = C_{Total} \Rightarrow C_{Total} = CFT/0,85 \quad (5.2)$$

El Costo total del producto (CTP) se divide en Costo de fabricación y Gastos generales. El Costo de fabricación se divide en Costos directos de producción, Cargos fijos y Costos generales de la planta.

1. Costo de fabricación	Estimación
1.1 Costos directos de producción	-
- Materias primas	Estimación en base a una cotización
- Labor de operación	Descartada
- Supervisión directa	Descartada
- Servicios	Estimada en base a una cotización
- Mantenimiento y reparaciones	6% del CFT
- Suministros operativos	15% de Mantenimiento y reparaciones
- Cargos de laboratorio	Descartada
- Patentes y Derechos de autor	Descartada
1.2 Cargos Fijos	-
- Depreciación	Estimación definida por equipos principales
- Impuestos	2,5% del CFT
- Seguros	0,7% del CFT
1.3 Costos generales de la planta	Descartada
2. Gastos generales	-
- Costos administrativos	Descartada
- Costo de distribución y mercadeo	Descartada
- Costo de investigación y desarrollo	Descartada

Tabla 5.2: Estimación del Costo total de producción

En la tabla (5.2) se descartan algunos puntos, esto se debe a que el proyecto es uno de tipo inversión en modernización, por lo que no se consideran cambios en la estructura administrativa de la planta y solo se considera el costo dentro del proceso, descartando distribución y mercadeo entre otros puntos.

Dentro del financiamiento del proyecto y, por ser este un proyecto de mejoramiento en la calidad del servicio, es que puede darse la opción que el costo sea asumido por los consumidores. El pago del costo de inversión se estableció en base a un período de 10 cuotas anuales vencidas. Para esto, el pago utilizará una tasa de interés promedio anual del 17,84% (año 2012, de 200 a 5.000 UF). Para el cálculo de las cuotas se utilizó la ecuación (5.3).

$$A = \frac{P \cdot i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (5.3)$$

A = valordelacuota
P = valor presente
i = tasa de interés
n = número de períodos

Además, el costo de producción anual se reajusta por cada año en base al IPC anual acumulado para el año 2012, que es de 1,6%. Esto se realiza en base a la determinación de un valor futuro aplicados interés compuesto. Esto se expresa como:

$$F = P(1 + i)^n \quad (5.4)$$

F = valor futuro

P = valor presente

i = tasa de interés

n = número de períodos

5.2 Análisis de costo proceso de ozonización (Proyecto n°1)

El proyecto considera la incorporación de un generador de ozono con aire como gas de alimentación y agua como fluido de enfriamiento. Se estima una dosis efectiva de ozono de 8 [mg/l] y un caudal de 1.500 [l/s] de agua tratada, se necesita un generador de O₃ con capacidad de 43,2 [kg/h].

En la cámara de contacto se incorpora un destructor de ozono para eliminar el ozono residual y evitar que este sea emitido al ambiente.

Para estimar el consumo de electricidad, el generador tiene una potencia de 720 [kW]. Considerando una operación de 365 días/año y un costo de 0,05 [USD/kWh].

Utilizando una depreciación de tipo lineal a lo largo de los 10 años del proyecto y considerando que la vida útil del generador de ozono es de 15 años (información del fabricante), se estima que el valor de salvamento de los equipos principales es de un tercio del valor original. Tomando en cuenta estos datos se calcula el costo de depreciación anual.

Capital de Inversión		Costo (USD)
1	Costos directos de inversión	6.855.359
-	Costo de equipos principales	1.904.266
-	Instalación de equipos	895.005
-	Instrumentación y control	685.536
-	Cañerías de proceso	1.294.901
-	Sistema eléctrico	209.469
-	Edificaciones	342.768
-	Preparación de terreno	190.427
-	Instalaciones de servicios	1.332.986
2	Costos indirectos de inversión	2.742.143
-	Ingeniería y supervisión	628.408
-	Gastos en construcción	780.749
-	Gastos legales	76.171
-	Pago a contratitas	418.939
-	Contingencias	837.877
1+2	Inversión en capital fijo	9.597.502
3	Capital de trabajo	1.693.677
CTI	Capital total de inversión	11.291.179

Tabla 5.3: Capital de inversión Proyecto n°1.

Costo total de producto		Costo (USD)
1	Costo de fabricación	1.411.659
1.1	Costos directos de operación	977.588
-	Materias primas	0
-	Servicios	315.360
-	Mantenimiento y reparaciones	575.850
-	Suministros de operaciones	86.378
1.2	Costo indirecto de operación	434.071
-	Depreciación	126.951
-	Impuestos	239.938
-	Seguros	67.183
CTP	Costo total de producción	1.411.659

Tabla 5.4: Costo total de producto Proyecto n°1.

Financiamiento	Valor	Unidad
Cuotas	10	anual
Interés anual	17,84	%
Valor de la cuota	1.058.162	\$
IPC anual acum.	1,6	%
N° de usuarios	89.274	personas

Tabla 5.5: Datos de financiamiento Proyecto n°1

5.3 Análisis de costo Filtro de CAG (Proyecto n°2)

El proyecto n°2 consiste en la incorporación de un sistema de adsorción con CAG, el sistema comprende un estanque cilíndrico de concreto dividido en 5 partes, alimentado de manera descendente. El proceso de retrolavado requiere de 5 bombas centrífugas con un caudal de 300 [l/s], para una alimentación ascendente.

Se considera un tiempo de contacto de 15 [min] para tratar un flujo de 1.500 [l/s] y una expansión de lecho de 30%, requiriendo un volumen total de lecho de 1.755 [m³].

Utilizando datos de plantas de tratamiento reales, se estiman los siguientes valores:

Dato	Valor
Flujo máximo	1.500 [l/s]
Número de lechos	5
Volumen de cada lecho	351 [m ³]
EBCT	15 [min]
Intervalo de retrolavado	1 [día]
Carbón utilizado	130.000 [kg/año]

Tabla 5.6: Datos para la estimación de costo del proyecto n°2.

Se estima un costo de transporte de 0,09 [USD/km·Ton], considerando una distancia de 150 [km] entre Santiago y Concón, teniendo en cuenta un cambio total del carbón tras cada agotamiento del mismo y un tiempo de regeneración de 24 meses.

Utilizando una depreciación de tipo lineal a lo largo de los 10 años del proyecto y considerando que la vida útil de un estanque de concreto es relativamente extensa se estima que el valor de salvamento de los equipos principales es del 40% del valor original. Tomando en cuenta estos datos se calcula el costo de depreciación anual.

Capital de Inversión		Costo (USD)
1	Costos directos de inversión	10.045.181
-	Costo de equipos principales	2.790.328
-	Instalación de equipos	1.311.454
-	Instrumentación y control	1.004.518
-	Cañerías de proceso	1.897.423
-	Sistema eléctrico	306.936
-	Edificaciones	502.259
-	Preparación de terreno	279.033
-	Instalaciones de servicios	1.953.230
2	Costos indirectos de inversión	4.018.072
-	Ingeniería y supervisión	920.808
-	Gastos en construcción	1.144.034
-	Gastos legales	111.613
-	Pago a contratitas	613.872
-	Contingencias	1.227.744
1+2	Inversión en capital fijo	14.063.253
3	Capital de trabajo	2.481.751
CTI	Capital total de inversión	16.545.004

Tabla 5.7: Capital de inversión Proyecto n°2.

Costo total del producto		Costo (USD)
1	Costo de fabricación	1.747.908
1.1	Costos directos de operación	1.130.464
-	Materias primas	150.020
-	Servicios	10.080
-	Mantenimiento y reparaciones	843.795
-	Suministros de operaciones	126.569
1.2	Costo indirecto de operación	617.444
-	Depreciación	167.420
-	Impuestos	351.581
-	Seguros	98.443
CTP	Costo total de producción	1.747.908

Tabla 5.8: Costo total del producto Proyecto n°2.

Financiamiento	Valor	Unidad
Cuotas	10	anual
Interés anual	17,84	%
Valor de la cuota	3.660.592	\$
IPC anual acum.	1,6	%
N° de usuarios	89.274	personas

Tabla 5.9: Datos de financiamiento Proyecto n°2.

5.4 Análisis de costo Ozonizador en conjunto con filtro de CAG (Proyecto n°3)

El proyecto considera la incorporación de un generador de ozono con aire como gas de alimentación y agua como fluido de enfriamiento. Se estima una dosis efectiva de ozono de 2 [mg/l] y un caudal de 1.500 [l/s] de agua tratada, se necesita un generador de O₃ con capacidad de 10,8 [kg/h].

Antes de la etapa de coagulación se incorpora un destructor de ozono para eliminar el ozono residual.

Para estimar el consumo de electricidad, el generador tiene una potencia de 180 [kW]. Considerando una operación de 365 días/año y un costo de 0,05 [USD/kWh].

La segunda etapa incorpora un filtro de CAG, el sistema comprende un estanque cilíndrico de concreto dividido en 5 partes, alimentado de manera descendente. El proceso de retrolavado requiere de 5 bombas centrífugas con un caudal de 300 [l/s], para una alimentación ascendente.

Se considera un tiempo de contacto de 10 [min] para tratar un flujo de 1.500 [l/s] y una expansión de lecho de 30%, requiriendo un volumen total de lecho de 1.170 [m³].

Utilizando datos de plantas de tratamiento reales, se estiman los siguientes valores:

Dato	Valor
Flujo máximo	1.500 [l/s]
Número de lechos	5
Volumen de cada lecho	234 [m ³]
EBCT	10 [min]
Intervalo de retrolavado	1 [día]
Carbón utilizado	90.000 [kg/año]

Tabla 5.10: Datos para la estimación de costo del proyecto n°2.

Se estima un costo de transporte de 0,09 [USD/km·Ton], considerando una distancia de 150 [km] entre Santiago y Concón, teniendo en cuenta un cambio total del carbón tras cada agotamiento del mismo y un tiempo de regeneración de 24 meses.

Utilizando una depreciación de tipo lineal a lo largo de los 10 años del proyecto y considerando que la vida útil de un estanque de concreto es relativamente extensa se estima que el valor de salvamento de los equipos principales es del 40% del valor original. Tomando en cuenta estos datos se calcula el costo de depreciación anual.

Capital de inversión		Costo (USD)
1	costos directos de inversión	8.353.393
-	costo de los equipos	2.320.387
-	Instalación de equipos	1.090.582
-	Instrumentación y control	835.339
-	Cañerías de proceso	1.577.863
-	Sistema eléctrico	255.243
-	Edificaciones	417.670
-	Preparación de terreno	232.039
-	Instalaciones de servicios	1.624.271
2	costos indirectos de inversión	3.341.357
-	Ingeniería y supervisión	765.728
-	Gastos en construcción	951.359
-	Gastos legales	92.815
-	Pago a contratitas	510.485
-	Contingencias	1.020.970
1+2	Inversión en capital fijo	11.694.750
3	Capital de trabajo	2.063.779
CTI	Capital total de inversión	13.758.529

Tabla 5.11: capital de inversión Proyecto n°3.

Costo total del producto		Costo (USD)
1	Costo de fabricación	1.426.683
1.1	Costos directos de operación	913.228
-	Materias primas	103.860
-	Servicios	2.430
-	Mantenimiento y reparaciones	701.685
-	Suministros de operaciones	105.253
1.2	Costo indirecto de operación	513.455
-	Depreciación	139.223
-	Impuestos	292.369
-	Seguros	81.863
CTP	Costo total de producción	1.426.683

Tabla 5.12: Costo total del producto Proyecto n°3.

Financiamiento	Valor	Unidad
Cuotas	10	anual
Interés anual	17,84	%
Valor de la cuota	3.044.083	\$
IPC anual acum.	1,6	%
N° de usuarios	89.274	personas

Tabla 5.13: Datos de financiamiento Proyecto n°3.

5.5 Costo mensual por cliente de cada proyecto y elección del más adecuado.

Período año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	11.291.179										
Egresos		1.434.245	1.457.193	1.480.508	1.504.196	1.528.264	1.552.716	1.577.559	1.602.800	1.628.445	1.654.500
Cuota inversión		2.498.180	2.498.180	2.498.180	2.498.180	2.498.180	2.498.180	2.498.180	2.498.180	2.498.180	2.498.180
CTA		3.932.426	3.955.374	3.978.689	4.002.377	4.026.444	4.050.896	4.075.740	4.100.980	4.126.625	4.152.680
Costo mensual		327.702	329.614	331.557	333.531	335.537	337.575	339.645	341.748	343.885	346.057
Costo cliente		3,7	3,7	3,7	3,7	3,8	3,8	3,8	3,8	3,9	3,9

Tabla 5.14: Costo mensual por cliente del Proyecto n°1 en USD.

Período año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	16.545.004										
Egresos		1.775.875	1.804.289	1.833.157	1.862.488	1.892.288	1.922.564	1.953.325	1.984.579	2.016.332	2.048.593
Cuota invers.		3.660.592	3.660.592	3.660.592	3.660.592	3.660.592	3.660.592	3.660.592	3.660.592	3.660.592	3.660.592
CTA		5.436.467	5.464.881	5.493.750	5.523.080	5.552.880	5.583.157	5.613.918	5.645.171	5.676.924	5.709.186
Costo mensual		453.039	455.407	457.812	460.257	462.740	465.263	467.826	470.431	473.077	475.765
Costo cliente		5,1	5,1	5,1	5,2	5,2	5,2	5,2	5,3	5,3	5,3

Tabla 5.15: Costo mensual por cliente del Proyecto n°2 en USD.

Período año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	13.758.529										
Egresos		1.449.510	1.472.702	1.496.265	1.520.206	1.544.529	1.569.241	1.594.349	1.619.859	1.645.776	1.672.109
Cuota invers.		3.044.083	3.044.083	3.044.083	3.044.083	3.044.083	3.044.083	3.044.083	3.044.083	3.044.083	3.044.083
CTA		4.493.593	4.516.785	4.540.348	4.564.289	4.588.612	4.613.324	4.638.432	4.663.942	4.689.860	4.716.192
Costo mensual		374.466	376.399	378.362	380.357	382.384	384.444	386.536	388.662	390.822	393.016
Costo cliente		4,2	4,2	4,2	4,3	4,3	4,3	4,3	4,4	4,4	4,4

Tabla 5.16: Costo mensual por cliente del Proyecto n°3 en USD.

Considerando el costo mensual por cliente de cada proyecto, el proceso más conveniente desde el punto de vista económico es el Proyecto n°1. Este comprende la incorporación de un generador de ozono, el cual trabaja como preoxidante en el tratamiento de agua potable.

El costo del proyecto varía entre 1.746 y 1.841 pesos chilenos (472 pesos chilenos/USD), sumados al cargo fijo de cada cliente, en forma mensual, por 10 años.

Teniendo en consideración que el cargo fijo que paga cada cliente es de 966 pesos chilenos (año 2013), se observa que, en caso que los clientes deban cubrir el costo del proyecto, este cargo fijo aumenta aproximadamente en un 190%. Este aumento en el costo fijo es elevado por lo que se deben buscar más formas de cubrir los costos del proyecto, en el caso de ser aplicado en la planta de tratamiento Concón-Esval.

En el apéndice A se presentan en detalle los cálculos realizados en el análisis de costos descrito en este capítulo.

Capítulo 6: Especificaciones técnicas del sistema a implementar

6.1 Proceso técnico del sistema

La figura (6.1) muestra el proceso de preoxidación con ozono, considerando desde el tratamiento necesario para el aire de alimentación hasta la dosificación del gas rico en ozono en la cámara de contacto.

Teniendo un requerimiento de aire de 1.000 [Nm³/h] para generar 43,2 [kg/h] de ozono, se debe suministrar aire a condiciones específicas, estas se entregan en la tabla (6.1). Para cumplir estas condiciones se requiere inicialmente de un compresor de aire (1), un estanque de almacenamiento de gas (2), filtros (3, 5 y 7) para la eliminación de material particulado, un secador de aire refrigerado (4) y un secador de aire por adsorción (6), estos últimos utilizados para eliminar la humedad presente en el aire tratado.

Gas de alimentación	Aire
Punto de rocío a 1 [atm]	-50°C
Presión de salida	0,2 [MPa]
Temperatura de salida	5 – 33°C
Tamaño de partículas en el gas	0,1 [µm]
Disolventes en el gas	Totalmente removidos
Hidrocarburos totales en el gas	14 [VPM]

Tabla 6.1: Propiedades del gas de alimentación

Al disponer de aire tratado, este ingresa en el generador de ozono (8). El aire tratado previamente es dirigido hacia la cámara de distribución, esta cámara alimenta al estanque de reacción dependiendo de los requerimientos de gas de salida. El estanque de reacción cuenta en su interior con tubos dieléctricos, los cuales mediante energía eléctrica rompen los enlaces de las moléculas de oxígeno presente, para formar moléculas de ozono. El gas rico en ozono es luego dispuesto en la cámara de acumulación, la cual alimenta al dispositivo de dosificación y distribución (13).

Para la refrigeración del generador se necesita agua de enfriamiento, las características necesarias son dispuestas en la tabla (6.2).

El sistema de refrigeración del generador de ozono se compone de los siguientes equipos: un intercambiador de calor de placas (9) y una bomba centrífuga (11) con hidropack (10) para la alimentación del fluido de enfriamiento hacia el generador de ozono.

Fluido de enfriamiento	Agua
Turbiedad	≤ 1 [NTU]
Dureza	≤ 450 [mg/l]
Concentración de ion cloruro	≤ 100 [mg/l]
Demanda química de oxígeno	≤ 50 [mg/l]
Sólidos en suspensión	≤ 10 [mg/l]
Presión de trabajo	0,2 [MPa]
Temperatura mínima de entrada	0°C
Temperatura máxima de entrada	28°C

Tabla 6.2: Condiciones de entrada del agua de enfriamiento

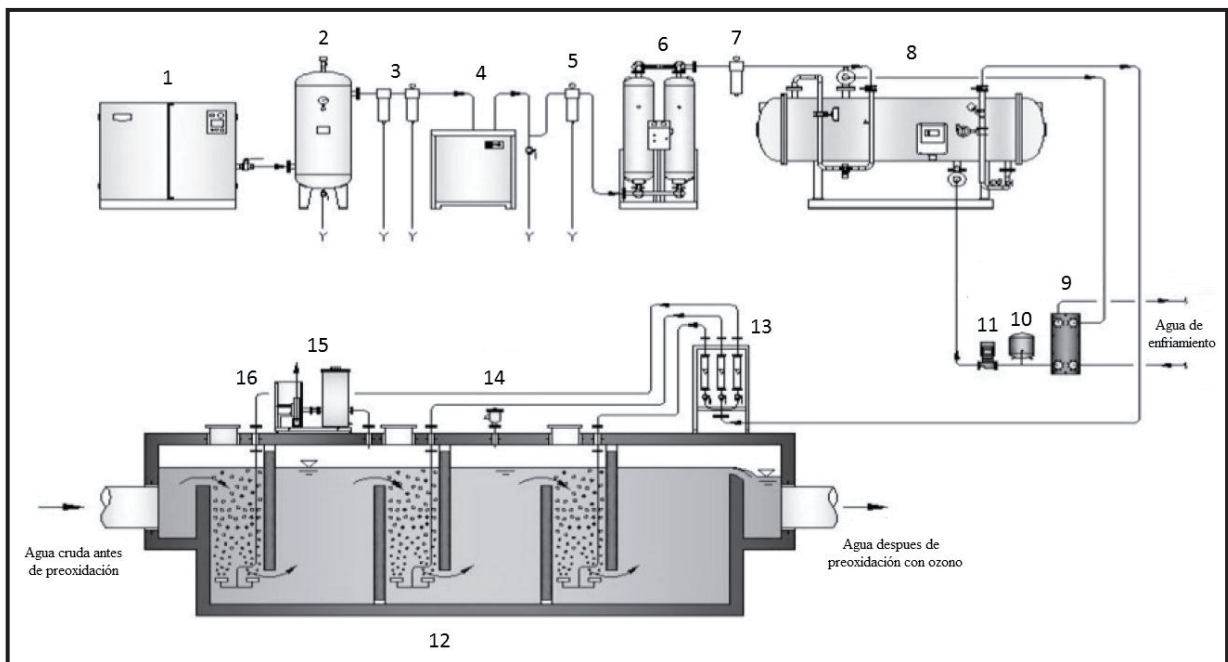


Figura 6.1: Esquema del proceso de preoxidación con ozono

La última etapa del proceso de preoxidación con ozono ocurre en la cámara de contacto (12), donde se burbujea gas rico en ozono en el flujo de agua cruda tratada. El ozono es alimentado por el dispositivo de dosificación y distribución (13), distribuido por las líneas de descarga (16) y burbujeado por unos lechos difusores ubicados en el fondo de la cámara. Para eliminar el ozono que no reacciona con los

compuestos presentes en el agua tratada se utiliza un destructor de ozono (15). Se utiliza una válvula de alivio (14) para mantener un balance entre la presión dentro y fuera de la cámara.

6.2 Layout del proceso de preoxidación con ozono

Se considera una edificación en la que se dispondrá el equipo de tratamiento de aire de alimentación y el generador de ozono, incluyendo su equipo de refrigeración. Luego de esta edificación se deberá disponer de una cámara de contacto de concreto y su equipamiento respectivo. El equipo puede ser dispuesto después de la etapa de captación superficial, tratando los flujos de salida de las bombas de alimentación superficial y de la planta elevadora de baja presión.

En la figura (6.2) se muestra la disposición de flujos de agua tratada y de refrigeración, desde la alimentación de agua cruda hasta la división de flujos hacia las plantas n°1 y n°2.

En la figura (6.3) se muestra un layout de la planta de preoxidación con ozono. La numeración de los equipos es la siguiente:

- 1: Compresor de aire
- 2: Estanque de almacenamiento de gas
- 3, 5 y 7: Filtro de material particulado
- 4: Secador de aire refrigerado
- 6: Secador de aire por adsorción
- 8: Generador de ozono
- 9: Bomba de alimentación de agua al intercambiador de calor
- 10: Intercambiador de calor de placas
- 11: Bomba de alimentación de fluido refrigerante al generador de ozono
- 12: Cámara de contacto
- 13: Dispositivo de dosificación y distribución
- 14: Destructor de ozono

Las corrientes de la figura (6.3) están designadas de la siguiente forma:

- C1: Agua de enfriamiento (de agua subterránea a bomba de alimentación a intercambiador de calor)
- C2: Agua de enfriamiento (de generador de ozono a descarte)
- C3: Gas rico en ozono (de generador de ozono a dispositivo de dosificación y distribución)
- C4: Agua cruda superficial de bombas de alimentación superficial
- C5: Agua cruda superficial de planta elevadora de baja presión
- C6: Agua preoxidada con ozono

Como se muestra en el layout, se necesita una edificación de 19 [m] de largo y 11,5 [m] de ancho para disponer el equipo para la generación de gas rico en ozono. También se necesita un estanque cerrado de concreto de 9,5 [m] de ancho y 17 [m] de largo para la dosificación de ozono en el agua tratada.

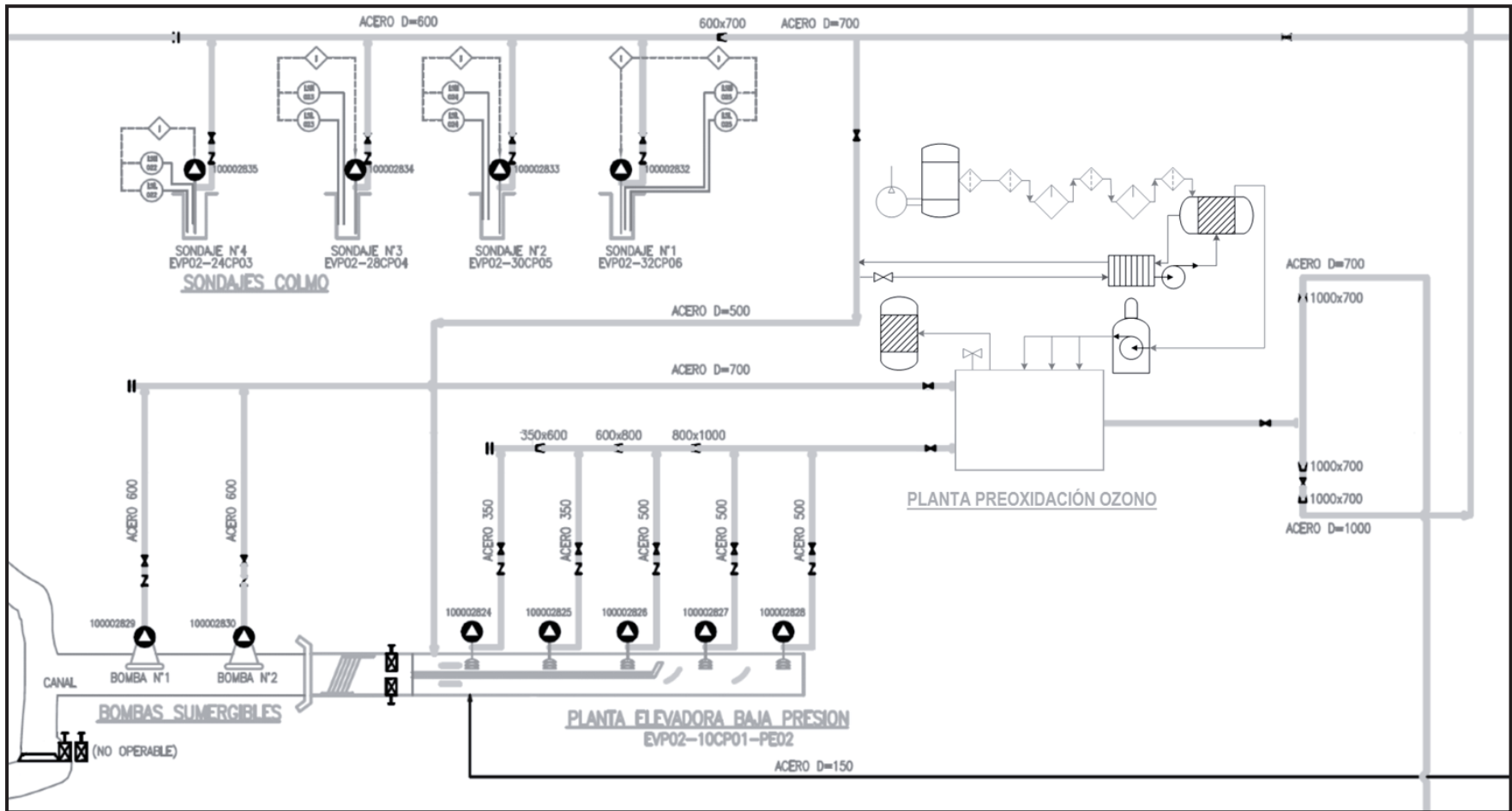


Figura 6.2: Diagrama de flujo de la etapa de alimentación y preoxidación con ozono de la planta de tratamiento de agua potable

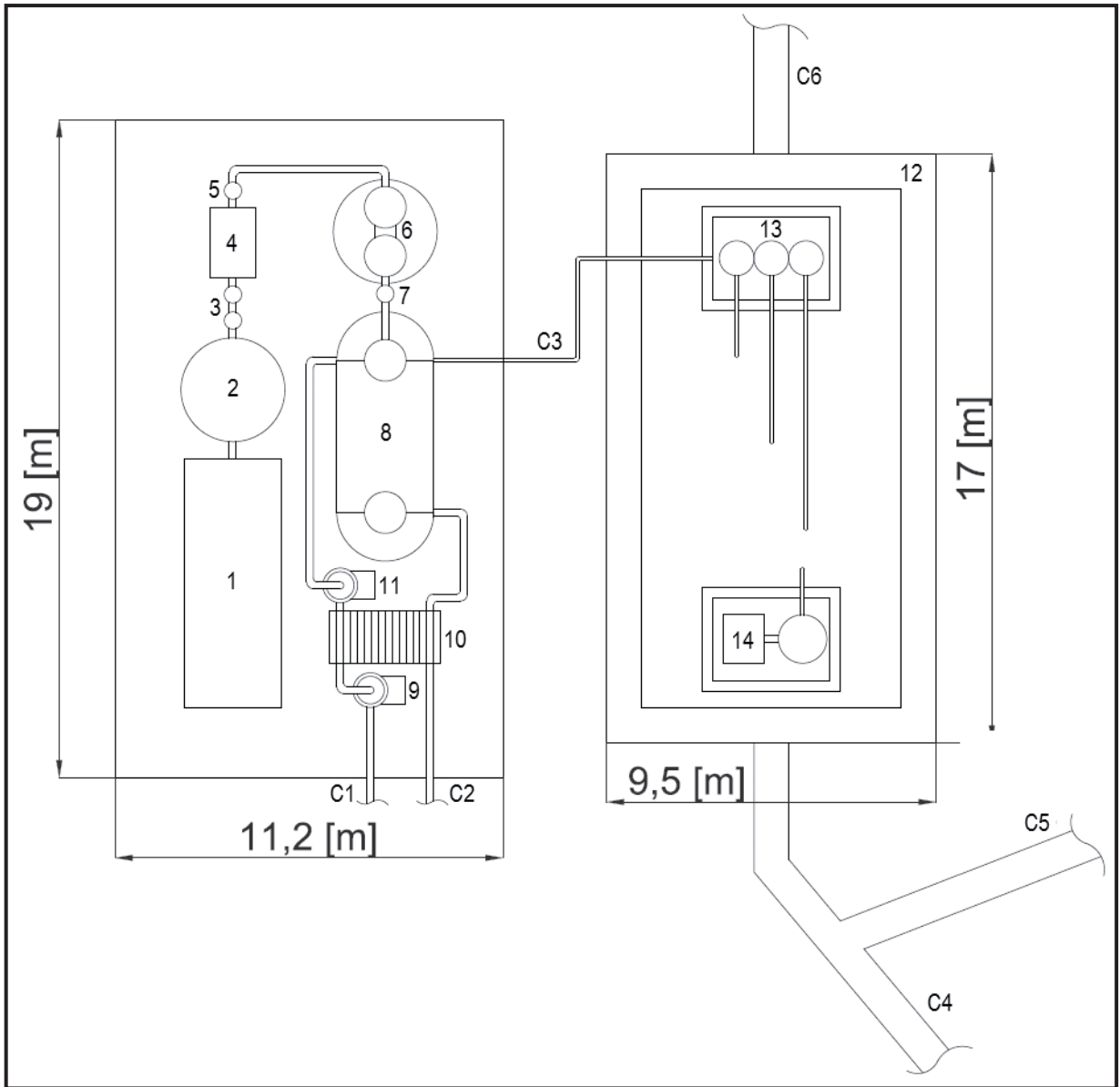


Figura 6.3: Layout de la etapa de preoxidación con ozono

Capítulo 7: Conclusiones

- La elección correcta de un sistema de abatimiento de olor tiene grandes limitaciones al no disponer de un equipo para cuantificar concentraciones de compuestos presentes, tales como geosmina y MIB. Esta situación no permite el conocimiento de la cantidad de compuestos eliminados por cada método. Solo se pueden verificar si trabajan en forma correcta al presentarse una muestra inodora después de ser tratada.
- El cloro como oxidante no abate los problemas de olor en las muestras utilizadas en los ensayos, incluso con dosis tres veces mayores a las utilizadas en la planta Concón-Esval
- El compuesto que causa problemas de olor, en las aguas del río Aconcagua, se supone que es geosmina. Esta situación se debe a que se presenta un olor a tierra húmeda, característico del compuesto geosmina.
En base a los ensayos de oxidación con cloro y permanganato de potasio, se puede suponer el mismo hecho. Esto se debe a que ambos oxidantes no abaten los problemas de olor de la solución problema utilizada, entonces no oxidan el compuesto que causa dichos problemas. En bibliografía se explica el hecho de que ambos oxidantes no oxidan el compuesto geosmina.
- Los ensayos de oxidación con ozono son satisfactorios en dosis elevadas. Esta situación se debe al alto contenido de compuestos orgánicos presentes en la solución problema.
La dosis efectiva, dosis para abatir el olor de la solución problema, se estima en 8 [mg/l] de ozono. La dosis de ozono necesaria para abatir olor en el agua del curso bajo del río Aconcagua debería ser menor al tener mejor calidad (menor contenido de compuestos orgánicos) que la solución problema utilizada en los ensayos.
- Los ensayos que mostraron resultados satisfactorios en el abatimiento de olor en la solución problema utilizada son:
 - Ozonización con 8 [mg/l] de ozono.
 - Ozonización en conjunto con peróxido de hidrógeno (peroxono).
 - Filtro de carbón activado granular con un tiempo de contacto de 15 [min].
 - Ozonización con 2 [mg/l] de ozono, en conjunto con filtración con CAG con un tiempo de contacto de 10 [min].

El hecho de tener múltiples métodos satisfactorios de abatimiento de compuestos de olor en el agua tratada hace necesario un análisis de costo de estos métodos.

- El método que involucra ozono y peróxido de hidrógeno, peroxono, no puede ser implementado en la planta de tratamiento de agua Esva-Concón. Esto se debe a que el peróxido de hidrógeno ataca los metales pesados (Mn y Fe) que se acumulan en equipos y ductos de toda la planta de tratamiento, aumentando los niveles de estos metales en el agua tratada, aumentando de igual forma la turbidez de la misma.
- El método de ozonización, por sí solo, es el más conveniente. Esta situación se debe a que, por un lado, abate los problemas de olor en las muestras problema utilizadas en los ensayos de oxidación. Por otro lado, es el método de menor costo en relación a los demás métodos que abaten problemas de olor en los ensayos efectuados.
- Los ensayos con peroxono permiten conocer que el método de oxidación con radicales hidroxilo es satisfactorio para el abatimiento de olor en las aguas del río Aconcagua. Los procesos de oxidación avanzada que trabajan bajo el mismo principio, como el O₃/UV, permiten tener más alternativas para seguir el estudio del abatimiento de compuestos causantes de olor en aguas superficiales.
- Los compuestos causantes de olor en el agua cruda, también pueden causar sabores desagradables en esta misma. Los métodos de abatimiento de olores, generalmente también abaten sabores. Es por esto que este proyecto genera una solución para abatir compuestos causantes de olor y también de sabor en el agua cruda, aunque, al no poderse efectuar ensayos organolépticos para valorar sabores en las muestras de agua cruda (ya que el método Standard para ensayos de tipo organoléptico de sabor no permite el uso de muestras que puedan contener virus, bacterias o parásitos), no puede estimarse el correcto abatimiento de sabor en las muestras analizadas en laboratorio.

Bibliografía

1. Capítulo 1

- HANKIN, Steve. Chemicals in Drinking Water: Chloramines. Scottish Centre for Infection and Environmental Health. Escocia. 2001. Pág. 2-4.
- GLAZE, W. et al. DRINKING WATER TREATMENT, Hydrogen Peroxide Pre-Oxidant Application. US Peroxide, Technologies for a clean environment. Estados Unidos. 1990. Pág 1-2.
- AWWA Research Foundation. Algae Detection and Removal Strategies for Drinking Water Treatment Plants. Estados Unidos. 2004. Pág. 387-393.
- SUFFET, I. Advances in Taste-and-Odor Treatment and Control. Estados Unidos. 1995. Pág. 7-8, 179.

2. Capítulo 2

- RODRIGUEZ, Francisco. Procesos de Potabilización del Agua e Influencia del Tratamiento de Ozonización. España. 2003. Pág. 23-42.
- HALLIDAY, S. Ozone in the water reclamation process at Sout Caboolture, Queensland, Australia. Australia. 2006. Pág. 1-15.
- ZAMORA, Rosa et al. Remoción de olor y sabor de aguas naturales causados por endotoxinas: caso del 2-metilisoborneol (MIB). México. 1996. Pág. 1-4.
- Campino, Javier et al. Optimización operacional Planta de Agua Potable Con-Cón ESVAL. Chile. 2004.

3. Capítulo 3

- Hoehn, R.C. Odor Production by Algae. Presentación de la conferencia: Understanding and Controlling the Taste and Odor of Drinking Water. Conferencia anual de la AWWA. Estados Unidos. 2002.
- Harms, Leland et al. White's handbook of chlorination and alternative disinfectants. Estados Unidos. 2010. Pág. 230-312, 524-550, 574-575, 700-711, 767-848.
- Skinner, Brian. Chlorinating small water supplies, A review of gravity-powered and water-powered chlorinators. Inglaterra. 2001. Pág. 1-33.
- Revista Tecnológica del Agua. Dióxido de cloro y su efecto en la formación de trihalometanos. España. 2000. Pág. 3-9.
- AWWA research foundation. Demonstration-scale evaluation of ozone and Peroxone. Estados Unidos. 2000. Pág. 163.

- EPA guidance manual. Alternative disinfectants and oxidants. Estados Unidos. 1999. Capítulo 7, página 3.
- Domènech, Xavier et al. Procesos Avanzados de Oxidación para la Eliminación de Contaminantes. Argentina. 2001. Pág. 7-8.
- EPA Guidance Manual, Alternative Disinfectants and Oxidants. Capítulo 7, Peroxone (Ozone/Hydrogen Peroxide). Estados Unidos. 1999. Pág. 4-6.
- Marín, Rafael. Análisis de aguas y ensayos de tratamiento: principios y aplicaciones. España. 1995. Capítulo 16.
- Reglamento de los servicios de agua, destinados al consumo humano; deroga el decreto n° 1132, de 3 de mayo de 1952, del ex ministerio de salubridad, previsión y asistencia social. Chile. 2010. Pág. 5, 17.
- American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. Estados Unidos. 1999. Pág. 134-139.
- Empresa HACH. Free and Total Chlorine Test Kit. Estados Unidos. 2013. Pág. 1.
- American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. Estados Unidos. 1999. Pág. 132-141.

4. Capítulo 4

- Peters, M. Timmerhaus, K. West, R. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Estados Unidos. 2002. Pág. 251-274

Apéndice A: Memoria de Cálculo

Se explican las consideraciones de cálculo en el análisis de costo de los proyectos considerados como satisfactorios desde un punto de vista de abatimiento total de olor en las soluciones utilizadas en ensayos de tratamiento de compuestos de olor.

A.1 Análisis de costo Proyecto n°1.

A.1.1 Capacidad necesaria del generador de ozono.

Se considera una dosis de 8 [mg/l] de ozono a un flujo de 1.500 [l/s].

$$\begin{aligned} \text{Capacidad} &= \text{Dosis} * \text{Flujo} = 8 \left[\frac{\text{mg}}{\text{l}} \right] * 1.500 \left[\frac{\text{l}}{\text{s}} \right] * \frac{1}{1.000.000} \left[\frac{\text{kg}}{\text{mg}} \right] * 3.600 \left[\frac{\text{s}}{\text{h}} \right] \\ &= 43,2 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \end{aligned} \tag{A.1}$$

Se debe disponer de un equipo que genere 43,2 [kg/h] de ozono, convenientemente utilizando aire como gas de alimentación y agua como fluido de enfriamiento. De esta manera se elimina costos por gas de alimentación en el caso de utilizar oxígeno y, teniendo en consideración la aplicación del equipo en una planta de tratamiento de agua potable, se dispone fácilmente de un fluido de enfriamiento.

A.1.2 Costo de un generador de ozono con capacidad de 43,2 [kg/h].

Considerando este dato, la empresa GUOLIN dispone de un generador de ozono con similares características, teniendo un costo FOB de USD 643.177.

Considerando el costo FOB como el 80% del costo CIF de un equipo, se tiene:

$$\text{Costo CIF Generador} = \frac{\text{Costo FOB}}{0,8} = \frac{643.177}{0,8} = \text{USD } 803.971 \tag{A.2}$$

Se estima que el costo de un generador de ozono con una capacidad de 43,2 [kg/h] es de USD 803.971 (año 2013).

A.1.3 Energía eléctrica utilizada.

La potencia del generador de ozono cotizado es de 720 [kW], considerando un costo de energía de 0,05 [USD/kWh]. El equipo debe funcionar 365 [días/año] y 24 [h/día], entonces:

$$\begin{aligned} \text{Costo electricidad} &= \text{Potencia equipo} * \frac{\text{Costo}}{\text{hora}} * \frac{\text{tiempo utilizado}}{\text{año}} \\ &= 720 \text{ kW} * 0,05 \left[\frac{\text{USD}}{\text{kWh}} \right] * 365 \left[\frac{\text{día}}{\text{año}} \right] * 24 \left[\frac{\text{h}}{\text{día}} \right] = 315.360 \left[\frac{\text{USD}}{\text{año}} \right] \end{aligned} \quad (\text{A.3})$$

El costo de electricidad anual por el generador es de USD 315.360.

A.1.4 Costo de un destructor de ozono.

Se debe disponer de un destructor de ozono, el cual elimine el ozono residual en el flujo que sale de la etapa de preoxidación. La empresa GUOLIN dispone de un equipo con similares características con un costo FOB de USD 2.100.

$$\text{Costo CIF destructor de ozono} = \frac{2.100}{0,8} = \text{USD } 2.625 \quad (\text{A.4})$$

El costo CIF de un destructor de ozono es de USD 2.625 (año 2013).

A.1.5 Costo de una cámara de contacto Agua-Ozono.

Se debe proveer un tiempo de contacto de 5 [min]. Considerando un flujo de 1.500 [l/s] de agua tratada, se necesita un estanque con las siguientes características:

$$\begin{aligned}
 \text{Volumen cámara de contacto} &= \text{Tiempo de contacto} * \text{flujo tratado} \\
 &= 5[\text{min}] * 1.500 \left[\frac{\text{l}}{\text{s}} \right] * \left(\frac{60[\text{s}]}{1[\text{min}]} \right) * \left(\frac{1[\text{m}^3]}{1.000[\text{l}]} \right) = 450[\text{m}^3]
 \end{aligned} \tag{A.5}$$

Utilizando datos bibliográficos se tiene que el costo de un estanque cilíndrico de concreto de 1.000 [m³] de capacidad es de USD 1.844.521⁶. Considerando un estanque de 450 [m³] y utilizamdo un factor de escalamiento de 0,65 (estanques), entonces el costo del estanque utilizado es de:

$$\text{Costo estanque utilizado} = \text{USD } 1.844.521 \left(\frac{450}{1.000} \right)^{0,65} = \text{USD } 1.097.670 \tag{A.6}$$

El costo CIF de un estanque de 450 [m³] es de USD 1.097.670

A.1.6 Estimación de la depreciación.

Se considera el valor de salvamento (VS) como 1/3 del valor de los equipos principales. Utilizando un sistema de depreciación lineal, el costo de la depreciación es el siguiente:

$$\begin{aligned}
 \text{Costo de equipos principales} &= \text{generador de ozono} + \text{destructor de ozono} + \text{cámara de contacto} \\
 &= 803.971 + 2.625 + 1.097.670 = \text{USD } 1.904.266
 \end{aligned} \tag{A.7}$$

$$\text{VS} = \frac{\text{Costo de equipos principales}}{3} = \frac{1.904.266}{3} = \text{USD } 634.755 \tag{A.8}$$

$$\text{Depreciación} = \frac{(\text{CEP} - \text{VS})}{\text{Números de períodos}} = \frac{(1.904.266 - 634.755)}{10} = \text{USD } 126.951 \tag{A.9}$$

⁶Mundhada, A. R. Economics of R.C.C. Water tank Resting over Firm Ground vis-à-vis Pre-stressed Concrete Water Resting over Firm Ground. India. 2012. Pág 10.

A.2 Análisis de costo Proyecto n°2

A.2.1 Estimaciones iniciales

La etapa de filtración de CAG de la planta de tratamiento de agua de Manchester, Estados Unidos, tiene una capacidad de 1.330 [l/s] de agua tratada en 4 lechos de carbón, con un tiempo de contacto de 15 [min], vida de carbón de 20 a 30 meses, intervalos de retrolavado de 1 día, requerimientos de CAG de 113.000 [kg/año].

El proyecto n°2 se compone de 5 lechos de CAG para tratar 1.500 [l/s] de agua con un EBCT de 15 [min] y un requerimiento de carbón de 130.000 [kg/año].

A.2.2 Estimación de volumen de estanque.

Como filtro de carbón activado granular, se considera un estanque cilíndrico de concreto el cual es dividido en 5 partes para no generar una dependencia de todo el equipo. Considerando un 30 % de expansión del lecho, se tiene:

$$\begin{aligned} \text{Volumen estanque} &= \text{EBCT} * \text{Flujo} * \% \text{ expansión} \\ &= 15 [\text{min}] * 1.500 \left[\frac{\text{l}}{\text{s}} \right] * \frac{1}{1000} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{l}} \right] * 60 \left[\frac{\text{s}}{\text{min}} \right] * \frac{(100 + 30)}{100} \\ &= 1.755 [\text{m}^3] \end{aligned} \tag{A.10}$$

Se estima un estanque con 1.755 [m³] para ser utilizado como filtro de CAG.

A.2.3 Estimación de costo de filtro de carbón activado.

Utilizando datos de bibliografía se tiene que el costo de un estanque cilíndrico de concreto de 2.000 [m³] de capacidad es de USD 2.777.828⁷. Considerando el porcentaje de volumen adicional sumado al volumen de diseño, se utiliza este volumen de estanque.

A.2.4 Estimación de costo de bombas de retrolavado

Se necesita retrolavar el CAG situado en 5 estanques, considerando un flujo de 1.500 [l/s] dividido en 5 bombas centrífugas. La empresa Sangda dispone de equipos con características similares a un costo FOB unitario de USD 2.000 (año 2013).

$$\text{Costo CIF total bombas} = 5 \text{ bombas} * \frac{\text{USD } 2.000}{0,8} = \text{USD } 12.500 \quad (\text{A.11})$$

Se estima que el costo de las bombas utilizadas para retrolavado es de USD 12.500 (año 2013).

A.2.5 Estimación de costo de electricidad.

Se tiene que la potencia de cada bomba es de 15 [kW], trabajando 365 [día/año] en todo momento. Se tiene:

$$\text{Costo electricidad} = 15 \text{ [kW]} * 0,05 \left[\frac{\text{USD}}{\text{kWh}} \right] * 365 \left[\frac{\text{día}}{\text{año}} \right] * 24 \left[\frac{\text{h}}{\text{día}} \right] = 6.570 \left[\frac{\text{USD}}{\text{año}} \right] \quad (\text{A.12})$$

El costo de electricidad anual es de USD 6.570.

⁷ Mundhada, A. R. Economics of R.C.C. Water tank Resting over Firm Ground vis-à-vis Pre-stressed Concrete Water Resting over Firm Ground. India. 2012. Pág 10.

A.2.6 Estimación de costo de transporte de carbón activado.

Se considera un viaje anual de CAG de la empresa proveedora a la planta de tratamiento de agua potable y uno en el sentido opuesto por asuntos de disposición de CAG agotado.

Se tiene un requerimiento de 130.000 [kg/año] (130 [Ton/año]) de CAG y una distancia, por carretera, de 150 [km] desde Santiago (empresa proveedora) a Concón (planta de tratamiento de agua).

El costo de transporte vía terrestre de una empresa de transporte de carga industrial se estima en 0,09 [USD/km*Ton].⁸

$$\begin{aligned} \text{Costo de transporte} &= 2 [\text{viaje}] * 130 \left[\frac{\text{Ton}}{\text{año}} \right] * 150 \left[\frac{\text{km}}{\text{viaje}} \right] * 0,09 \left[\frac{\text{USD}}{\text{km} * \text{Ton}} \right] \\ &= \text{USD } 3.510 \end{aligned} \quad (\text{A.13})$$

Se establece un costo de USD 3.510 por asuntos de transporte de CAG.

A.2.7 Estimación de costo de CAG

La empresa Ouya (China) dispone de un CAG con un costo FOB promedio de 1.154 [USD/Ton]. En este caso no se considera una diferencia por costo CIF al prever una compra nacional de este producto.

$$\text{Costo GAC} = 130 \left[\frac{\text{Ton}}{\text{año}} \right] * 1.154 \left[\frac{\text{USD}}{\text{Ton}} \right] = 150.020 \left[\frac{\text{USD}}{\text{año}} \right] \quad (\text{A.14})$$

Se estima un costo anual de USD 150.020 por asuntos de CAG.

⁸ Alvear, Sandra et al. Estimación del Costo por Kilómetro y de los Márgenes de una –empresa de Transporte de Carga, Industrial Agrícola, Región del Maule, Chile. Chile. 2006. Pág. 55.

A.2.8 Estimación de depreciación

Se considera un VS del 40% del costo de equipos principales. Utilizando un sistema de depreciación lineal, se estima lo siguiente:

$$VS = 40\% \text{ de CEP} = 2.790.328 * 0,4 = USD 1.116.131 \quad (A.15)$$

$$\text{Depreciación} = \frac{CEP - VS}{\text{Número de períodos}} = \frac{2.790.328 - 1.116.131}{10} = USD 167.420 \quad (A.16)$$

A.3 Análisis de costo Proyecto n°3

A.3.1 Estimaciones iniciales.

De igual forma que el Proyecto n°2, se estima un equipo en la etapa de filtración CAG en base a un equipo en bibliografía.

Se dispone de un estanque cilíndrico de concreto, el cual es dividido en 5 lechos de CAG. Se necesita un EBCT de 10 [min] y requerimientos de carbón de 90.000 [kg/año].

A.3.2 Capacidad necesaria del generador de ozono.

Se considera una dosis de 2 [mg/l] de ozono a un flujo de 1.500 [l/s].

$$\begin{aligned} \text{Capacidad} &= \text{Dosis} * \text{Flujo} = 2 \left[\frac{mg}{l} \right] * 1.500 \left[\frac{l}{s} \right] * \frac{1}{1.000.000} \left[\frac{kg}{mg} \right] * 3.600 \left[\frac{s}{h} \right] \\ &= 10,8 \left[\frac{kg}{h} \right] \end{aligned} \quad (A.17)$$

Se debe disponer de un equipo que genere 10,8 [kg/h] de ozono, convenientemente utilizando aire como gas de alimentación y agua como fluido de enfriamiento. De esta manera se elimina costos por gas de alimentación en el caso de utilizar oxígeno y, teniendo en consideración la aplicación del equipo en una planta de tratamiento de agua potable, se dispone fácilmente de un fluido de enfriamiento.

A.3.3 Costo de un generador de ozono con capacidad de 10,8 [kg/h].

Considerando este dato, la empresa GUOLIN dispone de un generador de ozono con similares características, teniendo un costo FOB de USD 182.935.

Considerando el costo FOB como el 80% del costo CIF de un equipo, se tiene:

$$\text{Costo CIF Generador} = \frac{\text{Costo FOB}}{0,8} = \frac{182.935}{0,8} = \text{USD } 228.669 \quad (\text{A.18})$$

Se estima que el costo de un generador de ozono con una capacidad de 10,8 [kg/h] es de USD 228.669 (año 2013).

A.3.4 Energía eléctrica utilizada.

La potencia del generador de ozono cotizado es de 180 [kW], considerando un costo de energía de 0,05 [USD/kWh]. El equipo debe funcionar 365 [días/año] y 24 [h/día], entonces:

$$\begin{aligned} \text{Costo electricidad} &= \text{Potencia equipo} * \frac{\text{Costo}}{\text{hora}} * \frac{\text{tiempo utilizado}}{\text{año}} \\ &= 180 \text{ kW} * 0,05 \left[\frac{\text{USD}}{\text{kWh}} \right] * 365 \left[\frac{\text{día}}{\text{año}} \right] * 24 \left[\frac{\text{h}}{\text{día}} \right] = 78.840 \left[\frac{\text{USD}}{\text{año}} \right] \end{aligned} \quad (\text{A.19})$$

A.3.5 Costo de un destructor de ozono.

Se debe disponer de un destructor de ozono, el cual elimine el ozono residual en el flujo que sale de la etapa de preoxidación. La empresa GUOLIN dispone de un equipo con similares características con un costo FOB de USD 2.100.

$$\text{Costo CIF destructor de ozono} = \frac{2.100}{0,8} = \text{USD } 2.625 \quad (\text{A.20})$$

El costo CIF de un destructor de ozono es de USD 2.625 (año 2013).

A.3.6 Estimación de volumen de estanque.

Como filtro de carbón activado granular, se considera un estanque cilíndrico de concreto el cual es dividido en 5 partes para no generar una dependencia de todo el equipo. Considerando un 30 % de expansión del lecho, se tiene:

$$\begin{aligned} \text{Volumen estanque} &= EBCT * Flujo * \% \text{ expansión} \\ &= 10 [\text{min}] * 1.500 \left[\frac{\text{l}}{\text{s}} \right] * \frac{1}{1000} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{l}} \right] * 60 \left[\frac{\text{s}}{\text{min}} \right] * 1,3 = 1.170 [\text{m}^3] \end{aligned} \quad (\text{A.21})$$

Se estima un estanque con 1.170 [m³] para ser utilizado como filtro de CAG.

A.3.7 Estimación de costo de filtro de carbón activado.

Utilizando datos bibliográficos se tiene que el costo de un estanque cilíndrico de concreto de 1.000 [m³] de capacidad es de USD 1.844.521⁹. Considerando el porcentaje de volumen adicional sumado al volumen de diseño, se utiliza un estanque de 1.200 [m³].

Se utiliza un factor de escalamiento de 0,65 (estanques), entonces el costo del estanque utilizado es de:

$$\text{Costo estanque utilizado} = \text{USD } 1.844.521 \left(\frac{1.200}{1.000} \right)^{0,65} = \text{USD } 2.076.593 \quad (\text{A.22})$$

A.3.8 Estimación de costo de bombas de retrolavado

Se necesita retrolavar el CAG situado en 5 estanques, considerando un flujo de 1.500 [l/s] dividido en 5 bombas centrífugas. La empresa Sangda dispone de equipos con características similares a un costo FOB unitario de USD 2.000 (año 2013).

⁹Mundhada, A. R. Economics of R.C.C. Water tank Resting over Firm Ground vis-à-vis Pre-stressed Concrete Water Resting over Firm Ground. India. 2012. Pág 10.

$$\text{Costo CIF total bombas} = 5 \text{ bombas} * \frac{\text{USD } 2.000}{0,8} = \text{USD } 12.500 \quad (\text{A.23})$$

Se estima que el costo de las bombas utilizadas para retrolavado es de USD 12.500 (año 2013).

A.3.9 Estimación de costo de electricidad.

Se tiene que la potencia de cada bomba es de 15 [kW], trabajando 365 [día/año] en todo momento. Se tiene:

$$\text{Costo electricidad} = 15 \text{ [kW]} * 0,05 \left[\frac{\text{USD}}{\text{kWh}} \right] * 365 \left[\frac{\text{día}}{\text{año}} \right] * 24 \left[\frac{\text{h}}{\text{día}} \right] = 6.570 \left[\frac{\text{USD}}{\text{año}} \right] \quad (\text{A.24})$$

El costo de electricidad anual es de USD 6.570.

A.3.10 Estimación de costo de transporte de carbón activado.

Se considera un viaje anual de CAG de la empresa proveedora a la planta de tratamiento de agua potable y uno en el sentido opuesto por asuntos de disposición de CAG agotado.

Se tiene un requerimiento de 90.000 [kg/año] (90 [Ton/año]) de CAG y una distancia, por carretera, de 150 [km] desde Santiago (empresa proveedora) a Concón (planta de tratamiento de agua).

El costo de transporte vía terrestre de una empresa de transporte de carga industrial se estima en 0,09 [USD/km*Ton].

$$\begin{aligned} \text{Costo de transporte} &= 2 [\text{viaje}] * 90 \left[\frac{\text{Ton}}{\text{año}} \right] * 150 \left[\frac{\text{km}}{\text{viaje}} \right] * 0,09 \left[\frac{\text{USD}}{\text{km} * \text{Ton}} \right] \\ &= \text{USD } 2.430 \end{aligned} \quad (\text{A.25})$$

Se establece un costo de USD 2.430 por asuntos de transporte de CAG.

A.3.11 Estimación de costo de CAG

La empresa Ouya (China) dispone de un CAG con un costo FOB promedio de 1.154 [USD/Ton]. En este caso no se considera una diferencia por costo CIF al prever una compra nacional de este producto.

$$\text{Costo GAC} = 90 \left[\frac{\text{Ton}}{\text{año}} \right] * 1.154 \left[\frac{\text{USD}}{\text{Ton}} \right] = 103.860 \left[\frac{\text{USD}}{\text{año}} \right] \quad (\text{A.26})$$

Se estima un costo anual de USD 103.860 por asuntos de CAG.

A.3.12 Estimación de depreciación

Se considera un VS del 40% del costo de equipos principales. Utilizando un sistema de depreciación lineal, se estima lo siguiente:

$$VS = 40\% \text{ de CEP} = 2.320.387 * 0,4 = \text{USD } 928.155 \quad (\text{A.27})$$

$$\text{Depreciación} = \frac{CEP - VS}{\text{Número de períodos}} = \frac{2.320.387 - 928.155}{10} = \text{USD } 139.223 \quad (\text{A.28})$$

Apéndice B: Descripción de equipos de la planta de tratamiento de agua potable Concón-Esval.

B.1 Descripción de los equipos: Sistema de alimentación

B.1.1 Sistema de captación

El sistema está configurado por la captación superficial en el río y una instalación auxiliar compuesta por dos bombas Flygt electrosumergida de capacidad 1100 [l/s], a través de una tubería de 1 [m] de diámetro y 140 [m] de longitud. La máxima capacidad de porteo del sistema es de 1720 [l/s].

B.1.2 Impulsión de baja a las plantas (n° 1 y 2)

Existe un tramo común, una impulsión de acero DN=1000 [mm], de 154 [m] de largo, en el último tramo de este hay una derivación hacia la planta n° 2 de DN= 700 [mm] y 65 [m] de largo. El tramo hacia la planta n°1 es continuación de la impulsión de baja. Sus características son DN=1000 [mm] y 8 [m] de largo. En la rama de la impulsión que va a la planta n°1 tiene una válvula de regulación del tipo mariposa, y la que va a la planta n°2, una válvula de embolo de pase anular.

B.1.3 Cámara de rejas.

La cámara de reja consta de dos rejas, donde quedan retenidos los objetos de mayor tamaño que traiga el agua, como ramas, hojas, etc.

B.1.4 Planta elevadora de baja presión

Consta de cinco equipos de motobombas de eje vertical que impulsa las aguas captadas hasta la planta de tratamiento, con un caudal de 2500 [l/s]. De las cinco bombas, dos impulsan 250 [l/s] y las otras 3 de 550 [l/s].

B.1.5 Planta elevadora de alta presión.

Encargada de impulsar el agua tratada que se encuentra en el estanque hasta el sistema de distribución del gran Valparaíso. Está formada por 8 grupos de motobombas centrífugas con una capacidad de 250 [l/s] cada una, por esta razón lo mínimo que puede elevar esta planta es 250 [l/s].

B.1.6 Estanque de almacenamiento

Estanque de hormigón armado de una capacidad de 1000 [m³]. Recibe el agua tratada.

B.2 Descripción de equipos: Planta de tratamiento n°1.

B.2.1 Cámara de repartición.

Recibe el agua captada en el río Aconcagua y la distribuye en forma equitativa a los floculadores.

B.2.2 Torre Pivet.

La torre Pivet es una torre de saturación, consiste en una instalación simple en madera. En ella el agua se inyecta por gravedad filtrándose en el lecho poroso formado por las colpas de sulfato de aluminio, produciéndose así una solución saturada de este. Las colpas se elevan con ayuda de un montacargas, hasta la parte alta de la torre, que es el punto de alimentación.

B.2.3 Floculadores

La planta cuenta con 6 unidades de floculación construidas en cemento, interconectadas en paralelo. Son de tipo mecánico con agitación forzada, cuentan con un sistema de dos paletas adheridas a un eje vertical, que gira impulsado por un motor eléctrico. Sus características son las siguientes:

- Flujo: horizontal
- Longitud: 3,80 [m]
- Ancho: 3,70 [m]
- Profundidad: 4[m]
- Altura de agua: 3,20 [m]
- Caudal de operación normal: 750 [l/s]

B.2.4 Decantadores

Son dos unidades de sedimentación del tipo baja tasa con fondo plano, de flujo horizontal. Cada unidad está dividida en 4 secciones y cada una tiene un desagüe lateral para la evacuación de lodos, con una válvula de compuerta, la cual se opera desde el exterior, mediante un pedestal de maniobras de accionamiento manual. Las características principales de estas unidades son:

- Tasa: 20-40 [m³/m²/día]
- Longitud: 14 [m]
- Ancho total: 37,95 [m]
- Profundidad total: 4,5[m]
- Ancho de cada compartimiento: 8,20 [m]
- Área: 531,3 [m²] por cada decantador
- Altura de agua: 4,0 [m]
- Caudal máximo: 700 [l/s]
- Tiempo de detención (350 [l/s]): 100 [min]

B.2.5 Filtros rápidos.

La planta posee 14 filtros rápidos de lecho único. Tiene fondo tipo Weeler como sistema de drenaje; además de una capa de lecho soporte compuesto por cinco niveles de grava de distinta granulometría que van desde 12 hasta 2 [mm], la altura de estas alcanza 0,5 [m]. La capa de material filtrante está compuesta de arena, cuyas características son un coeficiente de uniformidad (CU) de 1,5 y un tamaño efectivo (TE) de 0,5 [mm]. La altura de éstas es 0,65 [mm]. En caso de que la planta no esté funcionando en su máxima capacidad, no se utiliza la totalidad de los filtros, sino que el número de ellos que sea necesario para tratar el caudal de agua proveniente de los decantadores. Las características principales de estas unidades son:

- Flujo: Descendente
- Tasa: 120 [m³/m²d]
- Longitud: 9,60 [m]
- Ancho: 3,90 [m]
- Área: 37,4 [m²] cada filtro
- Área total de filtración: 523,6 [m²]
- Caudal máximo recomendado: 728 [l/s]

B.2.6 Estanque de lavado

Es un estanque metálico que se encuentra elevado a 2,5 [m], con un volumen de 150 [m³], que se utiliza para almacenar agua para el lavado de filtros.

B.3 Descripción de equipos: Planta de tratamiento n°2

Esta planta tiene una capacidad máxima de 500 [l/s] (caudal normal de 525 [l/s]), y un caudal mínimo de operación de 350 [l/s], impuesto por las condiciones mínimas para el lavado de filtros.

B.3.1 Cámara de repartición

Cuenta con dos cámaras de repartición. La n°1 reparte el flujo en partes iguales a los predecantadores y la cámara de repartición n°2 hace lo mismo con los flujos hacia los floculadores.

A la cámara de repartición n°1 llega la impulsión de baja DN=700 [mm], la cual entra por el fondo en la parte central de la cámara, la entrada es por un tubo de acero ranurado, el cual cuenta con 24 perforaciones radiales a 45°, de un área individual de 0,02785 [m²]. Las dimensiones interiores de la parte central, donde se encuentra la entrada son de 3x3 [m]. Además, la cámara cuenta con 6 vertederos triangulares de repartición. Los vertederos descargan a una cámara húmeda donde nacen ductos de d=300 [mm], provistos de una válvula del tipo mariposa, ubicada en una cámara seca anexa. La operación de esta válvula se realiza desde el exterior, mediante un pedestal de maniobras de accionamiento manual. La cámara de repartición cuenta con un vertedero de emergencia de 3 [m] de longitud, el cual es capaz de evacuar la totalidad del caudal afluente. Este vertedero descarga a una cámara húmeda desde la cual nace un ducto de desagüe, conectado al desagüe general de la planta. Asociado al funcionamiento de los vertederos triangulares de repartición de la cámara, se cuenta con un sistema de aforo en base a un tubo piezométrico transparente, colocado sobre una regleta granulada, de tal forma que el nivel de agua en la cámara, o carga sobre los vertederos, entregue una medida del caudal de entrada a la planta. La lectura de la regleta, en l/s o cm, entrega el caudal individual por cada vertedero, el cual deberá multiplicarse por el número de vertederos en operación a fin de obtener el caudal total de entrada. La ubicación de esta regleta es tal, que permite una lectura directa desde el foso de la válvula de regulación de entrada de la planta, permitiendo fijar exactamente el caudal a tratar operando la mencionada válvula. Esta cámara además cuenta con algunos elementos anexos necesarios para una adecuada operación durante el servicio de la cámara, como: una escotilla de inspección, para el acceso al interior de las cámaras secas de válvulas; barandas y escalinatas para facilitar el acceso y circulación; tubos piezométricos en los ductos de salida, para el escape del aire incorporado en la aspiración.

La cámara de repartición n°2 se ubica inmediatamente después de los floculadores y está ligada hidráulicamente con la canaleta Parshall. De esta ligazón aparece un segundo objetivo de la cámara, secundario a la repartición, el cual dice relación con el control del resalto hidráulico en la canaleta Parshall. Para esto la cámara tiene una pantalla aquietadora de hormigón de 6,10 x 3,00 [m] de superficie y 0,25 [m] de espesor, el cual cuenta con 200 orificios de 100 [mm] de diámetro. La cámara cuenta con tres vertederos de repartición, cada uno con una longitud de 1,90 [m]. Al igual que en la cámara repartidora n°1, los vertederos descargan a una cámara húmeda desde donde nacen ductos de D= 500 [mm], provistos de una válvula de corta del tipo mariposa, ubicada en una cámara seca anexa. La operación de esta válvula se realiza desde el exterior, mediante un pedestal de maniobra de accionamiento manual. Además cuenta con un vertedero de emergencia de 3,55 [m] de longitud, el cual es capaz de evacuar la totalidad del caudal afluente, a una cámara húmeda desde la cual nace un ducto de desagüe, conectado al desagüe general de la planta. A esta cámara húmeda descarga además un desagüe de fondo de la unidad operado a través de una válvula de compuerta de DN= 200 [mm], accionada desde arriba mediante un pedestal de maniobras montado sobre una loseta en volado. El fondo de la estructura central posee una pendiente hacia el sector de drenaje, lo que facilita la limpieza de la cámara. La cámara cuenta con los mismos elementos anexos que la cámara de repartición n°1.

B.3.2 Desarenador

Se cuenta con 6 unidades de predecantación que tratan cada una de ellas 1/6 del caudal. Cada predecantador está formado por dos hileras de placas de cemento-asbesto, apoyadas en una viga central. El número de placas en cada hilera es distinto, por la existencia de una escotilla de acceso al interior de la unidad en el extremo de una hilera. El número de hileras es de 107 y 94 respectivamente, con un espaciamiento de 5 [cm]. Las placas tienen una inclinación de 60°. Además estas unidades cuentan con una tolva dispuesta en el fondo para los barros. El sistema de salida del agua predecantada consiste en tres canaletas longitudinales, una central y dos laterales. Las canaletas laterales son comunes a dos unidades, en el caso de tener muros divisorios continuos. La canaleta central, que recolecta un 50% del agua, posee un ancho de 0,20 [m]. Las laterales, que recolectan un 25% del caudal, tienen un ancho de 0,10 [m]. En el caso de servir simultáneamente a dos unidades, su ancho es de 0,20 [m]. Los bordes de las canaletas son dentados debido a los vertederos triangulares por donde el agua ingresa a la canaleta. El agua que recolecta todas las aguas predecantadas es rectangular y tiene 1,94 [m] de ancho. Sus características principales son las siguientes:

- Tipo: alta tasa, pantallas de cemento-asbesto
- Volumen total: 120 [m³]
- Volumen almacenamiento de lodos: 30 [m³]

B.3.3 Canaleta Parshall

Debido a la forma física de la canaleta, aumenta la velocidad del flujo en la sección donde se angosta y pasa por la profundidad crítica al comienzo de la garganta. El incremento brusco de la pendiente acelera el agua creando régimen supercrítico, el cual termina en un resalto hidráulico al encontrar una pendiente negativa de la sección agua abajo, en la que el régimen es sub-crítico. Esta canaleta tiene un ancho de 1,22 [m] y un rango de capacidad de flujo libre mínimo y máximo de 37 y 1923 [l/s] respectivamente. La mediación del caudal está basada en la curva de calibración de la canaleta, cuya ecuación empírica es:

$$Q = 2,954 * Ha^{1,578} \quad (B.1)$$

donde:

Q: caudal [m³/h]

Ha: altura de aforo [m]

B.3.4 Dosificador del coagulante.

El equipo dosificador consta de bombas dosificadoras que inyectan el producto a la canaleta Parshall, mediante cañerías de PVC de 4 [in] (101,6 [mm]) de diámetro, la cual descarga una canoa especial de dispersión.

El equipo dosificador está formado por 2 equipos de dosificación (uno de reserva) que cuenta con los siguientes elementos:

- Estanque de polietileno transparente con una capacidad de 200 [l], para la aspiración de las bombas dosificadoras.
- Bomba dosificadora de diafragma eléctrica con capacidad máxima de 135 [l/h]
- Alimentación de agua potable.

B.3.5 Dosificador de polielectrolito

Consta de los siguientes elementos, que se encuentran en el interior de la caseta de dosificación junto con los equipos de dosificación del coagulante:

- Estanque de polietileno transparente con una capacidad de 200 [l], para la disolución del producto.
- Bomba dosificadora de diafragma eléctrica con capacidad máxima de 6 [l/h].
- Alimentación de agua potable.

B.3.6 Floculadores.

Son del tipo hidráulico con baffles, y en ellos se forma el flóculo mediante una mezcla lenta. La planta tiene 3 unidades, cada una dividida en 4 sectores con gradiente de velocidad decreciente. Cada floculador está formado por 34 canaletas de profundidad y ancho variable. La longitud total de cada uno de los canales es de 6 [m], equivalente a la mitad del ancho de la unidad, y un ancho de 0,6 [m] en la base. Los tabiques que forman los canales tienen un espesor variable desde 14 [cm] en la base hasta 10 [cm] en la parte superior. El primer sector del floculador (en el que se encuentra la entrada a la unidad), está formado por 7 canales, el segundo por 8, el tercero por 10 y el cuarto por 9. Sus características principales son las siguientes:

- Flujo: Horizontal
- Área: 122,4 [m²]
- Caudal mínimo recomendado 500 [l/s]
- Caudal de operación normal: 600 [l/s]

B.3.7 Decantadores

Existen 6 decantadores de alta tasa con placas inclinadas, dos por cada floculador, tratando cada uno en condiciones normales 1/6 del caudal afluente a la planta. Cada unidad de decantación está formada por dos hileras de placas de 2,40 [m] de ancho. Las placas de cemento-asbesto tienen una inclinación de 60° y 1,20 [m] de largo. El número de placas en cada hilera es distinto, porque existe una escotilla de acceso al interior de la unidad en el extremo de una hilera, por lo tanto cada hilera tiene 211 y 198 placas respectivamente con un espaciamiento de 5 [cm]. Además cada decantador posee una canal de repartición de 14,67 [m] de longitud, con una sección variable de 1,40 x 0,74 a 0,40 x 0,74 [m], y cada

canal tiene en su fondo 27 orificios de 200 [mm] de diámetro. El sistema de salida del agua decantada consta de una canaleta longitudinal de 0,74 [m] de ancho y una malla formada por 21 tunos perforados ubicados a 1,30 [m] entre sí, cada uno con una longitud efectiva de 2,41 [m] y un diámetro de 150 [mm]. Las perforaciones tienen un diámetro de 25,4 [mm], ubicados cada 0,175 [m]. El sistema de extracción de lodos de cada unidad consiste en dos múltiples de aspiración, cada uno de los cuales tiene dos ramales convergentes al punto central del múltiple. El principal es una media caña de un tubo de acero DN= 250 [mm], y los laterales son trozos de tubo de 38 [mm] soldados al principal. Cada ramal tiene 11 tubos laterales. La operación del sistema se efectúa mediante el accionamiento automático programado de válvulas de DN=250 [mm] del tipo mariposa, de accionamiento eléctrico, comandadas por un cronómetro que controla tanto la frecuencia de los ciclos de apertura, como la duración de la apertura. Con este sistema se permitirá la extracción completa del lodo y una pérdida mínima de agua. Sin embargo, como seguridad, cada decantador cuenta con una válvula de compuerta DN=250 [mm] de operación manual en el extremo de la unidad, comunicada directamente con el fondo a la manera convencional. Sus características principales son las siguientes:

- Flujo: Horizontal
- Tasa: 133 [m³/m²d]
- Área: 56,67 [m²]
- Caudal máximo recomendado: 630 [l/s]

B.3.8 Filtros

Cuenta con 9 filtros rápidos con tasa variable, de lecho mixto de carbón y arena. Estos funcionan con tasa decreciente y sistema de auto lavado. Cada unidad posee un área de 24,4 [m²], el conjunto tiene 219,6 [m²]. Los filtros tienen un lecho de 70 [cm] de espesor, de los cuales 45 [cm] son carbón y 25 [cm] corresponden a la arena. Los materiales filtrantes corresponden a arena cuarcítica, con un CU=1,55 y TE=0,55 [mm], la cual se ajusta a la norma chilena de “Gravas y arenas para filtros de agua potable” (Nch 401 Of. 51); y de carbón nacional n°17 de Lota-Schwager, del tipo bituminoso, con un CU= 165 y TE= 1,1 [mm]. El lecho soporte corresponde a tres tipos de gravas, arena gruesa, gravilla y grava, cuyas granulometrías van desde 4 a 2 [mm], con una altura, desde las boquillas de 0,3 [m]. Cada filtro cuenta con una válvula mariposa que se encuentra 3 [m] desde el nivel de arena, por donde ingresa el agua a los filtros. El sistema de drenaje debe recoger el agua filtrada y distribuir el agua de lavado en la forma más uniforme posible. Consiste en un sistema de drenaje de baja pérdida, constituido por 22 boquillas plásticas marca Berkefeld tipo 1 [in] (25,4 [mm]) de diámetro y 40 [mm]

de largo, instaladas en una red de cañerías de PVC de 90 [mm] de diámetro, ubicadas horizontalmente sobre el fondo de las unidades. Cada unidad cuenta con una perforación horizontal $D=600$ [mm], para el paso de agua desde el filtro hacia el canal colector. Sus características principales son las siguientes:

- Flujo: Descendente
- Tasa 230-350 [m^3/m^2d]
- Área: 24,4 [m^2] cada filtro
- Capacidad normal de filtrado: 585 [l/s]
- Caudal máximo recomendado: 740 [l/s]

B.3.9 Desinfección

El producto empleado es gas cloro. El sistema puede ser operado en forma manual o automática, existiendo puntos independientes en la aplicación al final de cada planta.

B.3.10 Fluoruración

Para la fluoruración se usa silicofluoruro de sodio de procedencia belga y se cuenta con un sistema automático de preparación continua de la solución, la cual se compone sobre la base de dosificación de sólidos (mediante un tornillo sinfín). La solución es inyectada por bombas dosificadoras con control automático de la dosificación proporcional al caudal.

B.4 Descripción de equipos: Planta de tratamiento n°3

B.4.1 Estanque de ingreso

Está formado por una serie de cámaras:

- Cámara de agregado de productos químicos.
- Cámara de rebalse.
- Cámara de ingreso y amortiguación.
- Cámara predecantadora, comunicada con la anterior por una abertura a lo largo de la parte inferior del muro divisor y tres lumbreras a media altura en el mismo muro.

- Compartimento distribuidor dividido transversalmente en tres cámaras iguales que se alimentan por rebalse de la cámara predecantadora, en cuyo borde superior existen tres vertederos.
- Cámara de válvulas de salida.

El estanque de ingreso cumple tres objetivos fundamentales: permitir una adecuada reacción del KMnO_4 con el Fe y Mn, distribuir el flujo a las unidades de tratamiento posteriores, y completar el proceso de distribución homogénea del coagulante en el agua. Cada una de estas funciones será analizada por separado.

El tiempo de contacto que se requiere para la reacción de oxidación de KMnO_4 es inferior a 5 [min]. Para conseguir la oxidación, se requiere de un cierto grado de turbulencia en la unidad, esto se consigue a través de las ranuras existentes en la cañería de entrada al fondo del estanque, por el paso del agua a través de las ventanas existentes en el muro divisorio y finalmente por la caída de agua de los vertederos.

El tiempo de detención es de 10,7 [min]. Los tiempos de retención obtenidos se estiman adecuados y permiten la oxidación, además de completar la distribución del coagulante en la masa de agua.

B.4.2 Sistema de salida y medición

La distribución de flujo hacia las unidades de tratamiento se efectúa mediante tres vertederos de descarga libre hacia tres compartimentos del estanque desde donde nacen las respectivas cañerías que conducen el agua hasta las unidades de floculación-decantación.

La cámara cuenta con tres vertederos rectangulares de repartición en funcionamiento, cada uno con una longitud de 1,50 [m].

El caudal se divide en los tres vertederos, para juntarse aguas abajo y conducirse al canal de alimentación de los filtros por un solo conducto de 500 [mm] de diámetro, el nivel sobre los vertederos es de 0,06 [m].

B.4.3 Vertedero de emergencia y drenaje

Se cuenta con un vertedero de emergencia de 9,15 [m] de longitud, el cual es capaz de evacuar la totalidad del caudal afluente, adquiriendo una carga de 0,06 [m]. Este vertedero descarga a una cámara húmeda desde la cual nace un ducto de desagüe, conectado al general de la planta.

La salida a los filtros no tiene válvula, y las unidades filtrantes cuentan con su propio rebalse conectado al desagüe general, por lo cual no se requiere que opere este rebalse.

B.4.4 Filtros

Para la etapa de filtración se considera filtros abiertos, rápidos, con lecho mixto de arena y antracita, autolavantes y de tasa declinante. Se estima una tasa de filtración de 180 [m³/m²d].

Así, se tiene un total de 5 filtros autolavantes, de tasa declinante y lecho mixto, de 24 [m²] de superficie individual

La tasa de filtración es:

- Todas las unidades operando: Tasa = 180 [m³/m²d]
- Una unidad en lavado: Tasa = 225 [m³/m²d]

B.4.5 Dosificación de productos químicos

La planta de filtros de Concón contará con los siguientes sistemas:

- Dosificación de permanganato de potasio para oxidación de fierro y manganeso presentes en el agua cruda proveniente de ambas fuentes.
- Precloración para control de algas y oxidación previa principalmente de Fe. Se utilizará hipoclorito de sodio.
- Dosificación de coagulante. Se usará sulfato de aluminio.

El orden de los procesos químicos será el siguiente:

- Oxidación con precloración
- Oxidación con permanganato de potasio

➤ Coagulación con sulfato de aluminio

a) Precloración

Se aplica precloración para la oxidación principalmente del hierro presente en el agua de los sondajes. Posteriormente a la oxidación, se procederá a remover el hierro y el manganeso por un proceso de filtración.

La relación estequiométrica entre el cloro y el hierro, para determinar los consumos del oxidante por [mg/l] de Fe^{2+} es de 0,64 [mg/l] de Cloro por 1 [mg/l] de Hierro.

La inyección de cloro se hará en la cámara de derivación proyectada, inmediatamente aguas abajo de la válvula de alimentación de agua cruda al estanque de ingreso proyectado.

b) Permanganato de potasio

El uso de permanganato de potasio se debe a la necesidad de oxidar el manganeso presente en las aguas de los sondajes, el cual no ha sido oxidado por el cloro aplicado anteriormente.

La relación estequiométrica entre el permanganato y los metales hierro y manganeso, para determinar los consumos del oxidante por [mg/l] de Fe^{2+} y Mn^{2+} , son de 0,94 y 1,92 [mg/l] respectivamente.

La dosis de permanganato de potasio se calcula considerando que se ha abatido previamente el 50% del Fe presente en el agua, y 0% del manganeso.

El permanganato de potasio se vende comercialmente en forma sólida, granulada, con una pureza del 100%. La solución de permanganato de potasio se preparará a un 5%.

Para la preparación de la solución de permanganato de potasio se considera estanques verticales, con agitador eléctrico y alimentación de agua, que además servirán de estanques de almacenamiento, desde los cuales aspirarán las bombas dosificadoras, para inyectar el producto al agua cruda.

Se consideran 2 bombas hidráulicas, con una capacidad de 115 [l/h] y una presión de elevación mínima de 3 [bar].

La regulación de las bombas se hace en función de la dosis a aplicar, a ingresar por el operador en función de la cantidad de fierro y manganeso del agua cruda y del caudal de entrada a la planta, para lo cual se considera el enclavamiento del sistema con el medidor de caudal de los sondajes.

Se considera dos estanques de preparación y almacenamiento de permanganato de potasio, de 1.000 [l] de capacidad cada uno, con una duración de 1 día cada uno para la situación actual.

La inyección de permanganato de potasio se hará en la cámara de entrada del estanque de ingreso proyectado.

c) Coagulante – Sulfato de Aluminio

La planta de filtros considera la aplicación de sulfato de aluminio como coagulante.

La dosis media aplicada de sulfato de aluminio en las plantas existentes es de 40 a 60 [mg/l]. Sin embargo, en el caso de la planta n°3, como corresponde a un sistema de filtración directa, se considera la aplicación de dosis bajas de coagulante, ya que lo que se produce es una microfloculación en los filtros.

Dosis altas de coagulante en caso de un sistema con filtración directa producen un rápido colmatamiento de los lechos filtrantes, por lo cual se requiere el control de las dosis a aplicar.

Para la preparación de la solución de sulfato de aluminio se considera utilizar el mismo sistema que se aplica para las plantas n°1 y 2.

La inyección de sulfato de aluminio se hará en la cámara de entrada del estanque de ingreso proyectado.