

EVALUACIÓN DE PROCESOS PARA LA REMOCIÓN DE IONES CLORURO EN
EL AGUA RESIDUAL DE LA PLANTA DE ALIMENTOS PEPSICO (FUNZA).

KATHERIN ANDREA AYALA GIL

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ, D.C
2016

EVALUACIÓN DE PROCESOS PARA LA REMOCIÓN DE IONES CLORURO EN
EL AGUA RESIDUAL DE LA PLANTA DE ALIMENTOS PEPSICO (FUNZA)

KATHERIN ANDREA AYALA GIL

Proyecto integral de grado para optar a título de
INGENIERO QUÍMICO

Director

JUAN CARLOS SILGADO

Ingeniero de Control Eléctrico

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ, D.C.
2016

Nota de aceptación:

Firma del jurado

Firma del jurado

Firma del jurado

Bogotá D.C., 2016

DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del claustro

Dr. Jaime Posada Díaz

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos

Dr. Luis Jaime Posada García-Peña

Vicerrectoría Académica y de Posgrados

Dra. Ana Josefa Herrera Vargas

Secretario General

Dr. Juan Carlos Posada García-Peña

Decano de facultad de Ingenierías

Dr. Julio Cesar Fuentes Arismendi

Director de Programa de Ingeniería Química

Ing. Leonardo de Jesús Herrera Gutiérrez

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente al autor.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a la empresa PepsiCo (Funza) por brindarme el apoyo así como las herramientas necesarias para el desarrollo de este proyecto, a la Ingeniera Alix Rico por la asignación del tema y al ingeniero Juan Carlos Silgado por el seguimiento y enseñanzas durante el proceso de construcción de este documento.

Agradezco al grupo de TECCA por abrirme las puertas de su laboratorio y responder todas mis dudas, al grupo de BLUE TECHNOLOGY por permitirme usar sus herramientas de trabajo y explicarme los fenómenos de la electrolisis. Al grupo de SITAGA por presentarme su proceso de eliminación de metales con zeolitas.

Agradezco a los docentes que me guiaron durante este camino, el Ingeniero Jairo Sastoque la Ingeniera Nubia Becerra, el Ingeniero Juan Sandoval entre otros, muchas gracias por sus conocimientos.

Al ingeniero Fernando Moreno por la asesoría y seguimiento de mi trabajo.

A Dios y mi Familia que siempre están conmigo.

Quiero dedicar este proyecto a mis padres como muestra de agradecimiento por todo el esfuerzo que realizan a diario para hacer de mí la persona que soy.

A Dios, al tiempo y al espacio perfecto que me unieron con el agua.

“Creo, con una seriedad absoluta, que hacer siempre lo que a uno le gusta, y solo eso, es la fórmula magistral para una vida larga y feliz” Gabo

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	18
1. MARCO TEÓRICO	20
1.1 IONES CLORURO	20
1.2 AGUAS RESIDUALES	21
1.2.1 Características de las aguas residuales pepsico (Funza)	21
1.3 TRATAMIENTOS DE IONES CLORUROS	23
1.3.1 Procesos térmicos	25
1.3.2 Procesos de membrana	29
1.3.3 Otros procesos	33
2. MARCO LEGAL	45
3. DIAGNÓSTICO LINEA DE ALMIDONES + PTAR PEPSICO	47
3.1 PROCESO DE LÍNEA DE ALMIDONES	47
3.1.2 Operaciones, reactivos productos y subproductos	47
3.2 PTAR	49
3.2.1 Operación, reactivos, productos y subproductos.	50
3.3 MUESTREO	54
3.3.1 Línea de almidones	55
3.3.2 Entrada de taque de homogenización	55
3.3.3 Salida tanque de homogenización	55
3.3.4 Rechazo de la osmosis inversa	56
3.3.6 Mezcla rechazo + regeneración	57
4. PLANTEAMIENTO DE SOLUCIONES	58
4.1 LÍNEA DE ALMIDONES	58
4.2 PTAR	59
4.2.1 La regeneración	59
4.2.2. Rechazo	60
4.2.3. Mezcla rechazo + regeneración	60
4.3 MATRIZ DE SELECCIÓN	60
4.4 SELECCIÓN	68
5. EVALUACIÓN DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS	69
5.1 DISEÑO DE EXPERIMENTOS	70
5.1.1 Planeación	71
5.1.2. Análisis de la situación	71

5.1.3. Factores de los procesos	71
5.1.4. Pre-experimentación	74
5.1.5. Resultados de pre- experimentación	88
5.1.6. Variables o factores críticos	91
5.1.7. Niveles de los factores críticos	91
5.1.8. Tamaño del diseño	92
5.1.9. Variable respuesta	93
5.1.10 Desarrollo experimental	93
5.1.11 Registro de resultados	95
5.1.12 Modelo estadístico	95
5.1.13. Análisis de resultados	96
5.2. CONCEPCIÓN Y DEFINICIÓN DEL DISEÑO	104
6. ANALISIS FINANCIERO	111
7. CONCLUSIONES	111
8. RECOMENDACIONES	119
BIBLIOGRAFIA	120

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Caracterización del agua residual PEPSICO	22
Figura 2. Procesos de desalinización	25
Figura 3. Procesos de desalinización	26
Figura 4. Proceso destilación de múltiple efecto	28
Figura 5. Proceso de destilación efecto simple	29
Figura 6. Reacciones en el Ánodo	32
Figura 7. Módulo de osmosis inversa	33
Figura 8. Tanques confinados con resinas de intercambio iónico.	34
Figura 9. Diferentes diseños del Solar Still	37
Figura 10. Proceso de electro regeneración	40
Figura 11. Electro regeneración	41
Figura 12. Operaciones Almidón	48
Figura 13. Balance de masa línea de almidones	49
Figura 14. Diagrama de procesos PTR	52
Figura 15. Balances iones cloruros y condiciones PTAR	53
Figura 16. Principio activo de plaguicidas	59
Figura 17. Balance de masa tanque de mezcla	105
Figura 18. EC para regeneración y tanque de homogenización	106
Figura 19. Diagrama de flujo de bloques (BFD)	108
Figura 20. Diagrama de flujo de procesos (PFD)	109
Figura 21. Flujo de caja proyectado a 13 meses	114

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Clasificación del agua según su concentración de solidos disueltos	23
Tabla 2.Rangos y criterios de selección	66
Tabla 3. Matriz de selección	67
Tabla 4.Resultados pre- experimentación electrocoagulación tipo bach.	75
Tabla 5.Datos Electrocoagulación continuo.	79
Tabla 6.Evaluación de procesos	81
Tabla 7.Niveles para la experimentación	92
Tabla 8.Tratamientos del diseño factorial	93
Tabla 9.Resultados diseño factorial EO	95
Tabla 10. Resultados diseño factorial EC	95
Tabla 11.% de lodos	104
Tabla 12.Escalamiento	106
Tabla 13.Estimado disolución de lodos	107
Tabla 14.Costos de Inversión	111
Tabla 15.costos consumo energético	112
Tabla 16.Costo Disposición lodos peligrosos	112
Tabla 17.Comparación Costo Osmosis Vs alcantarillado	116

LISTA DE ECUACIONES

	pág.
Ecuación 1.Reacción en el cátodo	30
Ecuación 2. Reacciones en el Ánodo	30
Ecuación 3. Concentración de cloruros	55
Ecuación 4. Reacción Oxidación	70
Ecuación 5. Porcentaje de remoción	88
Ecuación 6.Ecuación de Faraday:	103
Ecuación 7.W teórico	103
Ecuación 8. % dilución del electrodo.	103
Ecuación 9.Balance tanque de homogenización	105
Ecuación 10.Calculo de VPN	115

LISTA DE GRAFICAS

	pág.
Grafica 1. Concentraciones de iones cloruro 1	56
Grafica 2. Concentraciones de iones cloruro 2	57
Grafica 3. Eficiencia de remoción EC	88
Grafica 4. Eficiencia remoción EO	89
Grafica 5. Eficiencias de remoción EO avanzada	89
Grafica 6. Comparación de procesos con mezcla	90
Grafica 7. Relación pH tiempo - concentración inicial 2 niveles	96
Grafica 8. Relación pH tiempo - concentración inicial 3 niveles	97
Grafica 9. Contorno concentración final pH	98
Grafica 10. Tiempo – concentración final	99
Grafica 11. grafica de contorno concentración final – tiempo - pH	100
Grafica 12. Superficie concentración inicial – tiempo- % de remoción	100
Grafica 13. contorno % de remoción – concentración inicial	101
Grafica 14. relación de tiempo respecto a la concentración inicial	102
Grafica 15. Tiempo respecto al porcentaje de remoción	102
Grafica 16. Estimado de dimensionalidad	107

LISTA DE FOTOGRAFÍAS

	pág.
Fotografía 1.Montaje de electrocoagulación	74
Fotografía 2. Reacción electrocoagulación mezcla	75
Fotografía 3.Sedimentación y floculación del lodo	76
Fotografía 4.Reacción de electrocoagulación con el rechazo	76
Fotografía 5.Reacción de electrocoagulación con el rechazo	77
Fotografía 6.Reacción muestra antes de los suavizadores	77
Fotografía 7.Simulación proceso continuo	78
Fotografía 8. Electroodos evaluados	80

LISTA DE ABREVISATURAS

OI: osmosis inversa

EC: electrocoagulación

EO: electro-oxidación

ARI: aguas Residuales Industriales

VPN: valor Presente Neto

MED: destilación por múltiple efecto

MSF: destilación súbita por efecto flash

MUSD: millón de dólar americano (Million United States Dollars)

GLOSARIO

ÁNODO: es el electrodo responsable de la reacción de oxidación.

AGUA PERMEADA: es el agua clara tratada de un proceso, muy baja mineralización.

AGUAS RESIDUALES NO DOMÉSTICAS: son las procedentes de las actividades industriales, comerciales o de servicio distinto a las que constituyen aguas residuales domésticas.

CÁTODO: es un electrodo a través del cual la corriente eléctrica fluye de un dispositivo eléctrico polarizado.

CARGA CONTAMINANTE: es el producto de la concentración másica promedio de una sustancia por el caudal volumétrico promedio del líquido que la contiene determinado en el mismo sitio; en un vertimiento se expresa en kilogramos por día, (kg/d).

COAGULACIÓN: desestabilización de un coloide producida por la eliminación de las dobles capas eléctricas que rodean a todas las partículas coloidales, con la formación de núcleos microscópicos.

LODOS: es una formación espesa obtenida en los fondos de la sedimentación donde se retiene toda la materia en suspensión para retirar las impurezas del agua.

RINSE: es un lavado con agua permeada de la osmosis inversa que se realiza a los módulos de suavización

VERTIMIENTO: descarga final a un cuerpo de agua, a un alcantarillado o al suelo, de elementos, sustancias o compuestos contenidos en un medio líquido.

VERTIMIENTO PUNTUAL: el que se realiza a partir de un medio de conducción, del cual se puede precisar el punto exacto de descarga al cuerpo de agua, al alcantarillado o al suelo.

RESUMEN

Este proyecto se realizó por la necesidad de encontrar un proceso para la remoción de iones cloruro en el agua de vertimiento de la planta de alimentos PepsiCo (Funza), debido a que con el cambio de normativa no se cumple con el límite máximo permisible.

Se realizó un diagnóstico en la línea de producción llamada almidones y a la PTAR para determinar cuáles eran los puntos con mayor aporte de iones cloruro, luego se planearon posibles soluciones en cada punto, para después seleccionar un proceso y llevarlo a experimentación.

Se realizaron varios pre-experimentos con los procesos seleccionados, y se escogieron variables a cambiar, mediante un modelo estadístico se determinó si las variables afectaban al proceso y se seleccionó el proceso con mayor eficiencia de remoción de iones cloruro para un análisis financiero.

Palabras claves: tratamientos terciarios, electrocoagulación, electro-oxidación, vertimiento, iones cloruro, remoción, aguas residuales.

INTRODUCCIÓN

El agua es el recurso más importante para la vida, el mal uso del agua genera un desequilibrio en los ecosistemas y todos los seres vivos pertenecen a uno. Para la protección del agua se deben establecer normas para que los contaminantes que se encuentren disueltos no generen daños en los organismos.

Por eso el Ministerio de Medio Ambiente mediante la Resolución 0631 del 2015 establece los nuevos parámetros y límites máximos para los vertimientos puntuales en cuerpos de aguas y alcantarillado, los cuales tendrán valores reales y las autoridades realizarán seguimiento a que la norma se cumpla, ahora la norma tiene mayor exigencia, se dejará de mirar la eficiencia del proceso.

La empresa PepsiCo (Funza) reutiliza el 70% de su consumo de agua, trata el agua de producción en una PTAR, la cual está generando un caudal de vertimiento con concentraciones de iones cloruro superiores a las dictadas por la nueva normativa.

Este trabajo de grado busca una solución para la disminución de estos iones y que así la empresa pueda verter el agua dentro de los límites establecidos en la legislación colombiana. Se hace una búsqueda para conocer de dónde se obtienen los cloruros, si se pueden tratar desde el origen o como tratarlos al final.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Evaluar los procesos viables para la remoción de iones cloruro en el agua residual de la planta de alimentos PepsiCo (Funza).

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Identificar los procesos y operaciones, junto con los reactivos, productos y subproductos generados en la línea de producción almidones de la planta de alimentos y la PTAR de PepsiCo (Funza).
2. Plantear soluciones para el tratamiento de iones cloruro en el proceso, en la PTAR y/o con el agua de rechazo.
3. Evaluar los procesos seleccionados para la remoción de iones cloruros en el agua a verter por la planta de alimentos PepsiCo (Funza).
4. Realizar un análisis financiero del proceso seleccionado de posible implementación.

1. MARCO TEÓRICO

En Colombia existen cerca de 1.600 cuerpos de agua, entre lagunas, lagos y embalses, los cuales cuentan con un volumen total utilizable de 26.300 millones de m³.¹ La calidad de los recursos hídricos ha sufrido un deterioro acelerado en los últimos tiempos y la contaminación de origen industrial es uno de los principales factores que contribuyen a su degradación, con el consiguiente descenso de la calidad de vida de los colombianos.²

Para evitar que los vertimientos causen deterioro en los cuerpos de agua el Ministerio de Medio Ambiente ha creado parámetros legales que deben ser cumplidos por la industria de forma responsable. En la actualidad la Resolución 0631 del 2015 es la encargada de establecer, verificar y hacer cumplir las condiciones adecuadas para los vertimientos de aguas de toda clase de industria.

1.1 IONES CLORURO

El ion cloruro (Cl⁻) es un anión monovalente y monoatómico que se forma al ganar un electrón y quedar cargado electronegativamente con 17 protones y 18 electrones. Este ion forma sales muy solubles, suelen estar asociadas al ion Na⁺, especialmente en aguas muy salinas. Las aguas dulces contienen en 10 y 250 ppm de cloruros, pero no es raro encontrar valores mayores. Las aguas salobres pueden tener centenares e incluso millares de ppm. El agua del mar contiene alrededor de 20.000ppm.³

El contenido en cloruros afecta la potabilidad del agua y su potencial uso agrícola e industrial, a partir de 300 pmm el agua empieza a adquirir un sabor salado. Las aguas con cloruros pueden ser muy corrosivas debido al pequeño tamaño del ion que puede penetrar la capa protectora en la interface oxido-metal y reaccionar con el hierro estructural. Se valora con nitratos de plata usando cromato potásico como indicador.⁴

¹ CISNEROS, J. B. (2012). DIAGNÓSTICO DEL AGUA. *RED INTERAMERICANA DE ACADEMIAS DE CIENCIAS*. Mexico D.F. : Laclette, Juan Pablo .

² (GWP), A. M. (2000). *Agua para el siglo XXI : De la visión a la acción*. Buenos Aires : Comité Asesor Técnico de América del Sur (SAMTAC).

³ LAPEÑA, R. M. (1990). *Tratamiento de aguas industriales: aguas de proceso y residuales*. Barcelona : Marcobo .

⁴ LAPEÑA, R. M. (1990). *Tratamiento de aguas industriales: aguas de proceso y residuales*. Barcelona : Marcobo.

En general los métodos convencionales de tratamiento de agua no remueven iones cloruro.⁵ Se separa por intercambio iónico, aunque es menos retenido que los iones polivalentes, por lo cual las aguas de alta pureza requieren un pulido final.⁶

1.2 AGUAS RESIDUALES

Las aguas residuales son aquellas que han sido usadas en la actividad doméstico o industrial. El tratamiento debe ser dirigido a reducir la concentración del elemento contaminante que afecte los parámetros de calidad para el uso definido del agua.⁷

Las aguas residuales empezaron a existir desde que al hombre se le ocurrió que el agua sería un excelente medio para limpiar y llevar lejos los desechos humanos y otros desperdicios generados en su actividad cotidiana.

El tratamiento de aguas residuales actualmente lleva consigo tantos procesos de tratamiento y equipos, operaciones unitarias y de proceso que se hizo evidente que, sobre todo, la ingeniería química debería tener participación prioritaria en la Resolución de los problemas de aguas residuales.⁸

1.2.1 Características de las aguas residuales PepsiCo (Funza) Alimentos ZF LTDA, es una sociedad identificada con el NIT 900189181-1 con domicilio en el municipio de Funza (Cundinamarca), en la vereda La Florida. Es una empresa social y laboral dedicada a la producción, distribución y comercialización de paquetes de las marcas Margarita, De todito, Cheetos, Doritos, NatuChips, Choclitos, CheeseTris, Mani moto, Chokis, Gamesa y Quaker.

La planta cuenta con 7 líneas de producción y su planta de tratamiento de aguas de la cual se recircula el 75% del agua a producción, y el 25% de agua restante debe verterse y cumplir con la Resolución 0316 del 2015, en la siguiente figura se ve la caracterización del agua de rechazo o de vertimiento y se puede ver que la concentración de iones cloruros está por encima de lo establecido por la Resolución que es de 250 ppm.

⁵ ROMERO, R. J. (2008). *Tratamiento de aguas residuales, teoría y principios*. Bogotá: escuela colombiana de ingenieros.

⁶ Op. Cit, LAPEÑA, R. M. (1990)

⁷ OROZCO, J. A. (2005). *Bioingeniería de aguas residuales, teoría y diseño*. acodal.

⁸ SETTE, R. R. (2003). *Tratamiento de aguas residuales*. Reverté.

Figura 1. Caracterización del agua residual PEPSICO

Informe de Ensayo (SN)

Nº Informe: 700-02



Cliente: PEPSICO ALIMENTOS COLOMBIA LTDA

Dirección: CARRERA 69 NO. 19 - 75,,

Proyecto: Control muestras de agua residual industrial

Identificación Cliente: PEPSICO ALIMENTOS COLOMBIA LTDA

Lugar de Muestreo: Punto No. 2 ARI Salida PTAR

Dirección: Sin definir

Ciudad / Región: FUNZA, Cundinamarca

Punto de Muestreo: Salida PTAR

Matríz: Aguas residuales

Término de Muestreo: 28-01-2015 17:15:00

Muestreado por: Jorge Martinez

Tipo de Muestreo: Compuesta 8 h

Recepción Laboratorio: 29-01-2015 08:38:42

Parámetro	Unidades	Resultados	Fecha y Hora de Análisis	Ref.Método
Boro	mg/L B	0,47	03-02-15 09:08	SM 4500-B B (2)
Cloro libre residual	mg/L Cl	<0,1	28-01-15 17:15	SM 4500-Cl G (2)
Cloruros	mg/L Cl	1085	30-01-15 16:44	SM 4500-Cl B (2)
Cianuro Total	mg/L CN	<0,10	04-02-15 11:44	SM 4500-CN F
Fluoruro	mg/L F	1,9	12-02-15 13:15	SM 4500-F D (2)
Nitrógeno Amoniacal	mg/L	1,6	04-02-15 08:22	SM 4500-NH3 C (2)
Nitrato	mg/L N-NO3	44,5	29-01-15 15:45	SM 4500-NO3 B (2)
Nitrito	mg/L N-NO2	0,05	29-01-15 15:40	SM 4500-NO2 B (2)
Nitrógeno Kjeldahl	mg/L N	11,1	02-02-15 11:13	SM 4500 NH3 C (2)
pH	unidad	8,35(17,0°C)	29-01-15 15:07	SM 4500-H B (2)
Fosforo Total	mg/L P	15,6	02-02-15 08:20	SM 4500-P D(2)
Sulfato	mg/L SO4	263	12-02-15 11:36	SM 4500-SO4 E (2)
Sulfuro	mg/L S=	0,54	09-01-15 16:41	SM 4500-S2 G (2)
Coliformes Totales	NMP/100 ml	4600	29-01-15 10:00	SM 9223 B (2)
Plata	mg/L Ag	<0,05	09-02-15 17:24	SM 3111 B (2)
Aluminio	mg/L Al	<0,100	04-02-15 14:32	SM 3111 B (2)
Arsénico	mg/L As	<0,001	12-02-15 16:29	SM 3114 C (2)
Bario	mg/L Ba	<0,05	06-02-15 11:52	SM 3111 D (2)
Berilio	mg/L Be	<0,05	09-02-15 15:44	SM 3111 D (2)
Cadmio	mg/L Cd	<0,001	03-02-15 11:19	SM 3111 B (2)
Cobalto	mg/L Co	<0,05	03-02-15 10:57	SM 3111 B (2)
Cromo	mg/L Cr	<0,01	05-02-15 14:54	SM 3111 B (2)
Cobre	mg/L Cu	<0,050	30-01-15 16:12	SM 3111 B (2)
Hierro	mg/L Fe	0,27	30-01-15 12:53	SM 3111 B (2)
Mercurio	mg/L Hg	0,008	09-02-15 15:21	SM 3112 B (2)
Manganeso	mg/L Mn	<0,05	06-02-15 11:26	SM 3111 D (2)
Molibdeno	mg/L Mo	<0,10	03-02-15 10:51	SM 3111 B (2)
Niquel	mg/L Ni	<0,01	03-02-15 09:49	SM 3111 B (2)
Plomo	mg/L Pb	<0,01	04-02-15 16:53	SM 3111 B (2)
Selenio	mg/L Se	<0,005	07-02-15 11:46	SM 3114 C (2)
Estaño	mg/L Sn	<3,0	16-02-15 15:13	SM 3111 B (2)
Vanadio	mg/L Va	<0,1	03-02-15 10:08	SM 3111 D (2)
Cinc	mg/L Zn	<0,02	03-02-15 10:39	SM 3111 B (2)
Pesticidas Organoclorados	ug/L	<1,5	03-02-15 09:25	EPA8081 (16)

Fuente: Laboratorio Hidrolab

Los principales contaminantes presentes en agua son residuos orgánicos como cáscaras de papa, almidón, maíz, tierra, sal y trazas de aceite, estos son tratados en la PTAR, con el fin de reutilizar del 60% al 75% del agua usada en los procesos y la limpieza para las líneas de producción.

La clasificación realizada en esta sección se basa en un promedio realizado al agua final que se obtiene de los tratamientos de la PTAR, las concentraciones de iones cloruros en el agua se encuentran de 1.800 a 600 ppm, la variación se debe a que no todos los días la producción es la misma lo cual hace que en muchas ocasiones la cantidad de agua que sale de producción a tratar sobrepase los límites de capacidad de los tanques y salga a diluir el agua tratada que se debe mandar al vertimiento externo.

Tabla 1. Clasificación del agua según su concentración de sólidos disueltos

Tipo de agua	Total de sólidos disueltos (ppm)	Nota
Agua dulce	1.500	Composición química variable
Agua salubre	1.500 – 10.000	Composición química variable
Agua salada	>10.000	Composición química variable
Agua de mar	10.000 – 45.000	Composición química variable
Agua de mar estándar	35.000	Composición química fija

Fuente: CIPOLLINA, A. (2009).

Según la tabla 1 en agua residual de la planta se clasifica como agua salubre de composición variable, en el siguiente capítulo se hace un análisis más a fondo de las características del agua a tratar, para esta concentración de iones se van a estudiar distintos tipos de tratamiento para que la cantidad de iones disueltos en el agua disminuya y se pueda cumplir con los parámetros estipulados por la Resolución 0631 del 2015.

1.3 TRATAMIENTOS DE IONES CLORUROS

Una solución acuosa puede separarse si se encuentran regiones dentro de la solución con diferentes concentraciones, estas diferencias pueden generar

cambios en el transporte de los componentes generando una diferencia en el equilibrio, aunque la diferencia sea bastante pequeña se pueden desarrollar medios que acentúen tales efectos para generar una separación casi completa de los componentes. Para que la separación se pueda dar de una forma más sencilla se busca que las regiones de diferencia se encuentren en diferentes fases.⁹

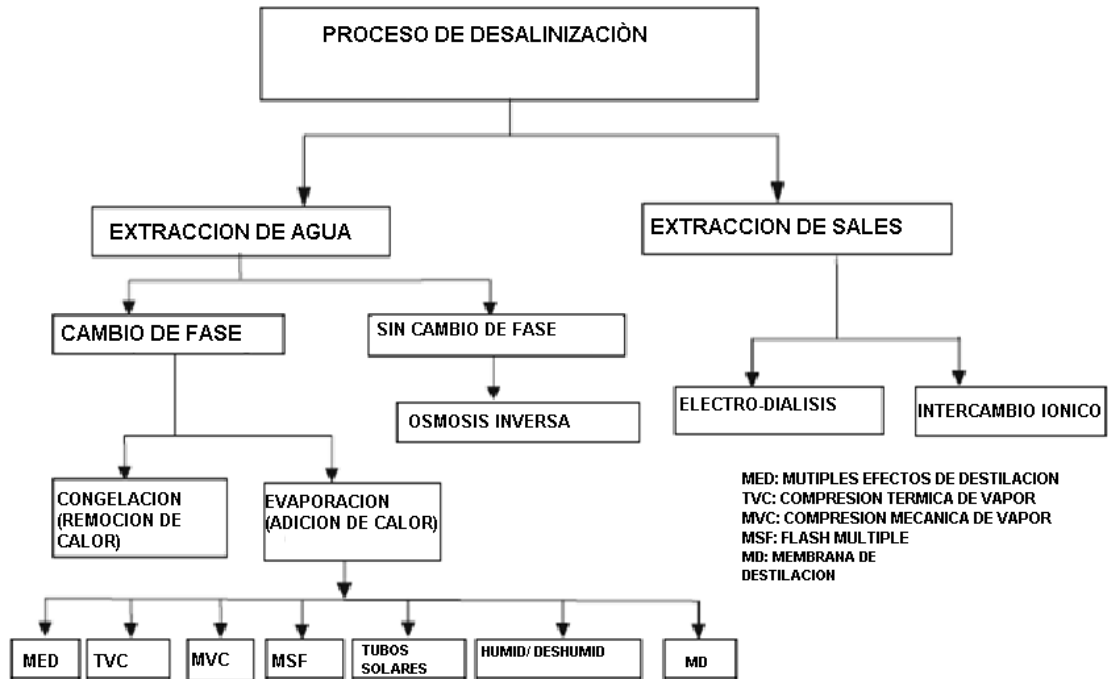
Para la separación de los iones cloruro del agua se tiene procesos industriales usados en la desalinización del agua del mar o aguas salubres, el ion puede ser precipitado con nitrato de plata pero por el caudal y la gran concentración de iones en el agua a tratar la precipitación no es una solución viable debido a que se necesitaría un gran espacio para los tanques de decantación y un sistema para la separación del nitrato de plata que requiere más espacio, y energía.

Los procesos de desalinización se pueden clasificar según su técnica de separación que puede ser térmica o de membrana que a su vez se sub-clasifican, también por la energía que necesite para la separación, por la energía renovable que se puede usar para la separación y por la clase de extracción que se presenta.¹⁰

⁹ SPIEGLER, K. S. (1966). *principle of desalination* . LONDON : academic press.

¹⁰ HISHAM T. EI-Dessouky, H. M. (2002). *Fundamentals of Salt Water Desalination*. Amsterdam: ELSEVIER.

Figura 2. Procesos de desalinización



Fuente: Modificada de CIPOLLINA, A. (2009).

1.3.1 Procesos térmicos. Los procesos térmicos proporcionan el 50% de la totalidad del mercado en desalinización.¹¹ En los principales procesos en esta categoría se encuentra destilación flash multietapa (Multiple-Effect Distillation: MSF), destilación de efecto múltiple (MED) y la compresión mecánica de vapor (MVC). Otros procesos térmicos se basan en desalinizadores solares, humidificación, deshumidificación y congelación, pero estos últimos no se encuentran a escala comercial y se limitan solo a prototipos experimentales o diseños conceptuales.¹²

Estos procesos consumen la mayor cantidad de energía en comparación de los procesos electroquímicos o de membrana. No obstante estas técnicas tienen mucha fuerza en el mercado debido a la cantidad y eficiencia en su operación, por ejemplo una flash multietapa puede tener una producción de 75.000 m³ / día.¹³

¹¹ IDA, I. D. (2006). *Worldwide Desalting Plants Inventory*. London .

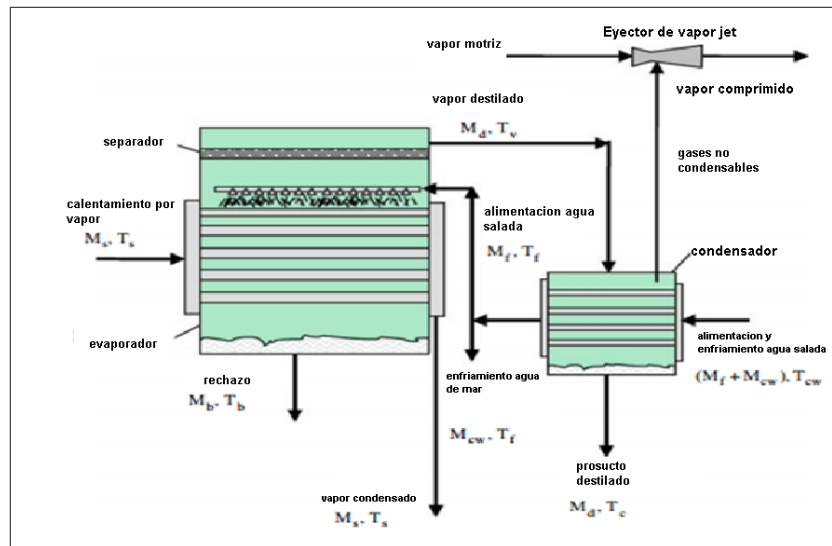
¹² HISHAM T. El-Dessouky, H. M. (2002). *Fundamentals of Salt Water Desalination*. Amsterdam: ELSEVIER.

¹³ CIPOLLINA, A. (2009). *Seawater Desalination Conventional and Renewable Energy Processes*. Italia : Springer.

1.3.1.1 Evaporación de efecto simple. La evaporación térmica es el mecanismo principal para la generación de vapor de agua dulce a partir de agua salubre, el proceso se basa en la creación de una superficie caliente usando vapor de calentamiento.¹⁴

Este proceso es muy limitado en aplicaciones industriales debido a que tiene una relación de rendimiento térmico inferior a uno, esto quiere decir que la cantidad de agua fresca o dulce producida es menor a la gran cantidad de vapor que requiere para que la separación de la sal se pueda generar, el sistema cuenta con una unidad llamada evaporador junto a los componentes de alimentación, precalentado, condensador, tubos de intercambio de calor, piscina para el agua evaporada, línea de eliminación de gases no condensables y un separador de gotas. El pre-calentador es un intercambiador de tubos y coraza que funciona en contracorriente transfiriendo el calor latente del vapor condensado al agua salubre de alimentación, el agua salubre a su vez es la refrigerante antes de ser tratada.¹⁵

Figura 3. Procesos de desalinización



Fuente: CIPOLLINA, A. (2009).

¹⁴ Bid, CIPOLLINA, A. (2009). *Seawater Desalination Conventional and Renewable Energy Processes*. Italia : Springer.

¹⁵ Op. Cit SETTE, R. R. (2003). *Tratamiento de aguas residuales*. Reverté

1.3.1.2 Destilación múltiple efecto. Este proceso puede llegar a tratar caudales de 36.000 m³ / día. ¹⁶ La mayoría de veces opera a bajas temperaturas, de menos de 70° C, debido a que los evaporadores adoptan una configuración de película horizontal, donde el agua a tratar se pulveriza sobre la superficie exterior de los tubos, por lo tanto al funcionar a bajas temperaturas se limita la velocidad de la formación de incrustaciones en la superficie externa, por otra parte la operación a bajas temperaturas permite una mejora en la relación del rendimiento (kg/kg de vapor de calentamiento).

Se trata de una serie de etapas que trabajan en línea para alcanzar un rango de temperatura, el flujo de un etapa a otro es lo que genera un efecto en donde hay un cambio de calor latente por la evaporación, para el diseño por razones de simplicidad se toma constante el calor latente durante todos los efectos. ¹⁷

La técnica de efecto múltiple consiste en evaporar mediante etapas sucesivas ubicadas horizontalmente una al lado de la otra para obtener agua fresca, cabe aclarar que cada etapa es un compartimiento separado como una cadena de recipientes, la primera etapa es alimentada con un vapor externo (70° - 80°C), en las etapas siguientes se usa el calor de la condensación del vapor producido por la etapa anterior, así se va elevando la temperatura del agua salubre que entra a 22°C, en cada etapa se logra un aumento de 3 grados, hasta que se llega a la temperatura de vapor de la alimentación. Cada etapa trabaja simultáneamente con el condensador que separa el agua fresca que por cada transferencia va perdiendo temperatura hasta salir de nuevo a la temperatura de entrada. Este proceso se realiza en un vacío constante en todas las etapas, el vacío genera que el punto de ebullición sea aproximadamente 33°C. El agua salubre que es precalentada por el vapor en el último efecto ingresa a la primera etapa o efecto donde de nuevo llega a su punto de ebullición con el vapor de calefacción. El agua salubre se rocía sobre la superficie de los tubos del evaporador donde se forma inmediatamente una película delgada favoreciendo su rápida ebullición y evaporación. ¹⁸

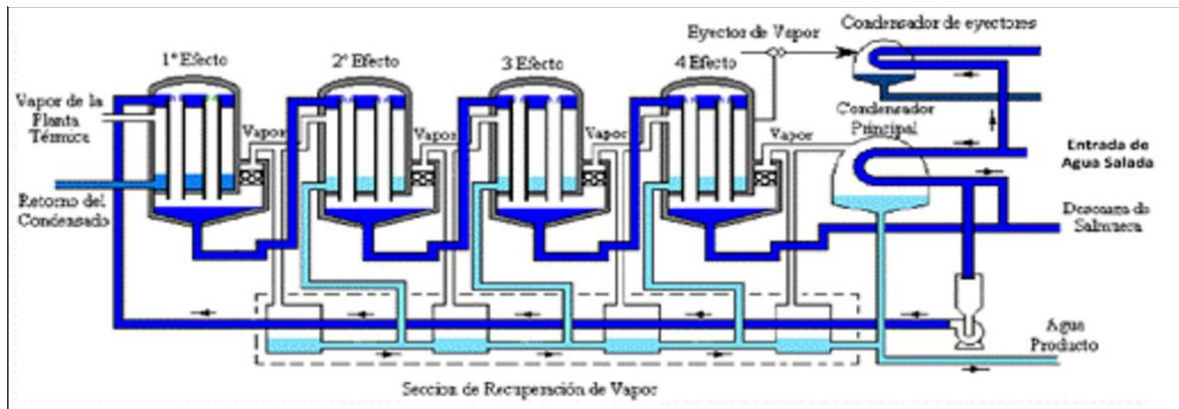
Existen factores que limitan el número de efectos son el rango de las temperaturas totales disponibles y la diferencia de temperatura mínima requerida entre los efectos.

¹⁶ SPIEGLER, K. S. (1966). *principle of desalination* . LONDON : academic press.

¹⁷ OROZCO, J. A. (2005). *Bioingeniería de aguas residuales, teoría y diseño*. acodal.

¹⁸ ROS, M. A. (2011). *El agua, Desalinización* .

Figura 4. Proceso destilación de múltiple efecto



Fuente: ROS, M. A. (2011). *El agua, Desalinización* .

1.3.1.3 Destilación flash multietapas. Este procesos de desalinización se empezó a usar en 1950, para 1957 se realizó una patente donde se optimizo el número de etapas y el área de transferencia de calor. ¹⁹ Este proceso tiene una capacidad de 500 m³/día. ²⁰ El resultado de la separación es de muy alta calidad arrojando resultados de rechazo de 10 ppm de iones cloruro, estas plantas pueden ser usadas de 2 a 5 años antes de ser necesario una revisión a fondo. ²¹

En este sistema de destilación conocido también por sus siglas en inglés: MSF se busca que el agua a tratar entre a una torre a baja presión lo que generara la evaporación súbita. Este es uno de los procesos de desalinización mas usado en el mundo, sobre todo en el Medio Oriente. Funciona muy bien para aguas con altos contenidos de iones cloruro, temperaturas elevadas y con alto contenido de contaminantes, pero tiene un inconveniente, su consumo energético es el más grande entre todos los demás procesos, lo que lo hace permisible a naciones donde la energía tenga un costo bajo. ²²

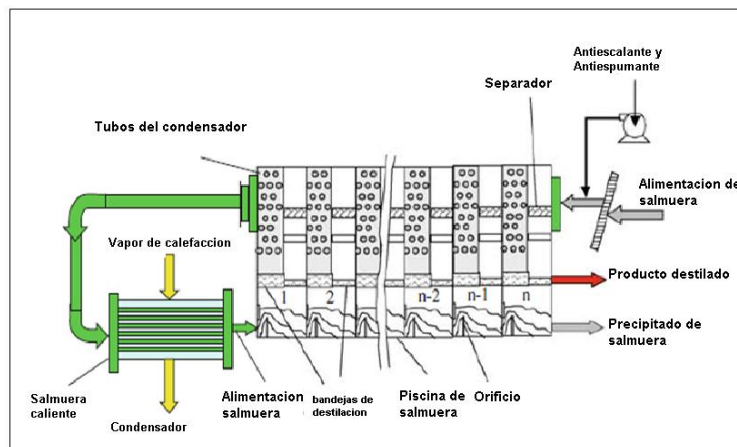
¹⁹ SILVER, R. (1970). Multi-stage flash distillation the first 10 years 3rd Int. Sym. *On Fresh Water from the Sea*, 191-206 .

²⁰ Borsani, R. a. (2005). Fundamentals and costing of MSF desalination plants and comparison with other technologies. *Desalination* 182, 29 - 37.

²¹ Al-Falah, E. A.-S.-D. (2001). On-Site training program in desalination plants . *Eu. J. Eng. Edu* 26 , 407 - 418 .

²² Thirumeni, C. D. (2005). Rehabilitation and uprating of Ras Abu Fontas MSF, desaliation units : process optimisation and life extension . *Desalination* 182, 63 - 67 .

Figura 5. Proceso de destilación efecto simple



Fuente: CIPOLLINA, A. (2009).

1.3.2 Procesos de membrana. Cuando se habla de separación por membranas se debe entender que no solo separan elementos sólidos sino que también se realizan para una separación a nivel micromolecular o iónico todo depende de la selectividad con la que se desarrolle la membrana. Existen membranas de filtración multicapa creadas para separaciones superaciones a las 100 micras, otras membranas de nanofiltración que pueden llegar a separar elementos hasta de 0.001 micras.²³

La separación por membrana se puede dar por separación directa en donde el agua pasa por la membrana y es recuperada como producto sin los elementos que lleva los cuales se quieren separar, a este caso pertenecen la filtración, la microfiltración y la ultrafiltración. El otro caso el agua al llegar a la membrana incide en ella transversalmente y se divide en dos flujos o corrientes, una que atraviesa la membrana y otra que circula sobre la superficie de la misma. La separación que realiza la membrana en este caso es iónica, a este caso pertenecen la osmosis inversa y la nanofiltración. Otro caso se presenta en la electrodiálisis que permite el paso de iones con una determinada carga pero no lo de carga contraria.²⁴

²³ HISHAM T. El-Dessouky, H. M. (2002). *Fundamentals of Salt Water Desalination*. Amsterdam: ELSEVIER.

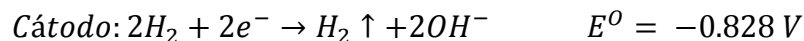
²⁴ E. Drioli, E. C. (2005). State of the art and recent progresses in membrane contactors . *desalination*, 223–233.

1.3.2.1 Electrodiálisis. Es un proceso de separación electroquímica con membrana, donde se hace pasar una corriente eléctrica continua a través de una solución iónica, los iones positivos llamados cationes migran hacia el electrodo positivo (cátodo) y los iones negativos llamados aniones llegan al electrodo negativo (ánodo).²⁵ Al colocar entre ambos electrodos dos membranas semipermeables que permitan pasar selectivamente Cl^- el agua contenida en el centro de la celda electrolítica se desionizará progresivamente, obteniendo así agua dulce.

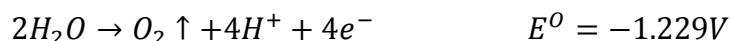
Bajo la influencia del diferencial de potencial eléctrico se genera una corriente con un alto grado de enriquecimiento de iones y un agotamiento de los iones en una corriente diluida donde la remoción de iones cloruro es del 90%. Para la generación de sal de mesa se utiliza la electrodiálisis y luego la evaporación de esa forma la corriente concentrada es evaporada y reducida.²⁶

Cuando se aplica un potencial de corriente continua se producen reacciones primarias y secundarias en los electrodos, en el ánodo dos electrones son atraídos hacia el cátodo, donde tiene lugar la disociación del agua relacionada con la ganancia de electrones a lo que se denomina reducción del agua, donde se produce hidrogeno gas. Cuando la cantidad de cloruros disminuye empieza una reacción secundaria de oxidación, otra reacción con potencial químico mucho más alto es la de producción de cloro gas.²⁷

Ecuación 1. Reacción en el cátodo



Ecuación 2. Reacciones en el Ánodo



En algunas ocasiones la polaridad de los electrodos se invierte para evitar que las membranas se deterioren con rapidez, a lo que se le denomina electrodiálisis reversible. Esto se hace varias veces por hora lo que induce una autolimpieza química, esto aumenta el tratamiento del agua, con mínimo pretratamiento y bajos costos de operación.

²⁵ STRATHMANN, H. (1992). *membrane Handbook* . New York : k.k. Sirkar.

²⁶ GHYSELBRECHT, K. H. (2013). Desalination of an industrial saline water with conventional and bipolar. *Desalination* , 9-18.

²⁷ ROS, M. A. (2011). *El agua, Desalinización* .

La celda de electrodiálisis está compuesta por dos membranas de intercambio iónico, los espaciadores que es el espacio que separan las membranas y a la vez permite la distribución del agua sobre la superficie de la membrana para su transferencia a la salmuera. La reunión de varias celdas se usa industrialmente y son llamadas pilas de membranas, cada pila puede tener de 500 a 2000 pares de celdas. Se busca que el espaciador genera turbulencia para mejorar la transferencia por lo tanto se ponen mallas que corten los flujos laminares.²⁸

Las membranas de intercambio iónico son membranas sintéticas permeables a iones positivos o negativos en disolución, son de característica porosa y suelen fabricarse con espesores de 50 a 200 μm . las membranas selectivas a cationes se denominan membranas de intercambio catiónico y las selectivas al paso de los aniones se llaman membranas de intercambio aniónico. La selectiva se debe a la presencia de cargas fijas en la estructura de la membrana, las membranas catiónicas contienen cargas iónicas negativas fijas como grupos sulfónico o carboxilo. Estas cargas se neutralizan con contraiones que son iones de carga opuesta. Para las membranas aniónicas la carga fija estructural se usan grupos de amonio cuaternario. En la membrana los iones fijos y los contraiones se disocian, de este modo uno de los contraiones son móviles y puede ser sustituidos por otro iones. Por esto la membrana tiene característica selectiva a los contraiones y repele a los coiones este efecto se llama: exclusión de Donnan.²⁹

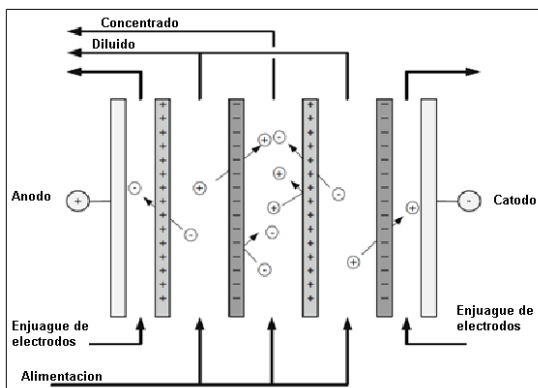
Este proceso requiere grandes cantidades de energía para producir la corriente constante que impulsa la purificación y bombea agua a través del sistema, se usan tratamientos de aguas con concentraciones de 1000 a 5000 ppm, la energía necesaria para la separación es directamente proporcional a la cantidad de iones a separar, aguas de 5000ppm necesitan de 1 a 2 Kwh/m^3 .³⁰

²⁸ GHYSELBRECHT, K. H. (2013). Desalination of an industrial saline water with conventional and bipolar. *Desalination* , 9-18.

²⁹ ROS, M. A. (2011). *El agua, Desalinización* .

³⁰ ROS, M. A. (2011). *El agua, Desalinización* .

Figura 6.Reacciones en el Ánodo



Fuente: CIPOLLINA, A. (2009).

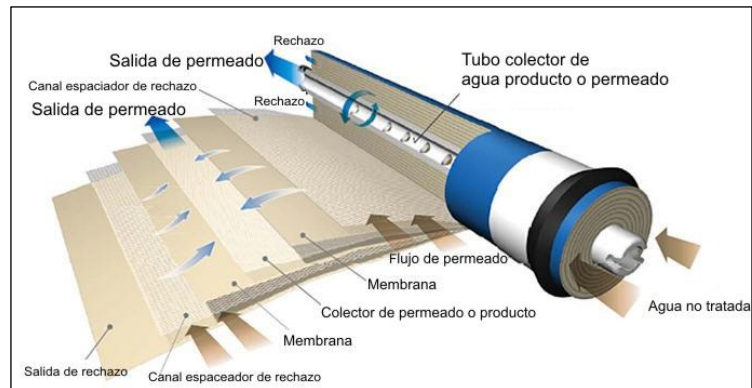
1.3.2.2 Osmosis inversa. Es un proceso en el cual se obtiene agua de alta calidad en forma continua libre de sales, materia orgánica, coloides y organismos microbiológicos. En un sistema de osmosis inversa se logra eliminar cerca del 99% de los sólidos disueltos en el agua de entrada. Esto se logra al separar de la corriente de entrada las impurezas que se van concentrando en la corriente de rechazo o concentrado. En este proceso se aplica una presión superior a la presión osmótica a la corriente de entrada para hacerla pasar a través de las membranas de osmosis inversa, las sales y demás contaminantes no pueden atravesar la membrana de manera que el agua pura sale por la corriente de permeado.³¹

La osmosis inversa utiliza la presión para forzar el agua a través de una membrana especial, dejando atrás las sales disueltas en el lado de la alimentación de la membrana. En este proceso de separación no se necesita calentamiento, ni cambio de fase. La energía que se necesita en el proceso se usa para la presurización del agua de alimento. Estos sistemas se pueden encontrar en forma comercial en diferentes configuraciones como placa plana, tubulares, arrollamiento en espiral y fibra hueca.³²

³¹ TECCA

³² VENKATESAN, A. W. (2011). Simulation of ion exchange water softening pretreatment for reverse osmosis. *Desalination*, 122-131.

Figura 7. Módulo de osmosis inversa



Fuente: Carbotecnia (2014)

1.3.3 Otros procesos.

1.3.3.1 Intercambio iónico. Este proceso se basa en las propiedades que presentan ciertas sustancias insolubles capaces de intercambiar aniones o cationes cuando se ponen en contacto con un electrolito.³³

Este proceso se ha utilizado durante muchos años para la eliminación de iones que forman incrustaciones como Ca^+ y Mg^{2+} teniendo como resultados aguas de alta calidad. Es usado en la desalinización de agua salobre con altas concentraciones y no requiere de altas presiones, ni un extenso tratamiento previo o un aporte de energía térmica alto. Sin embargo el agotamiento de la resina limita un poco la funcionalidad de este proceso al igual que los grandes volúmenes con los que las resinas se deben regenerar. Debido a esto este proceso resulta tener un costo muy elevado, los costos de operación y la creación de grandes volúmenes de solución salina generan caudales de salmuera altos que deben tratarse como subproducto de residuo y esto hace que se requieran niveles altos de ácidos o bases.³⁴

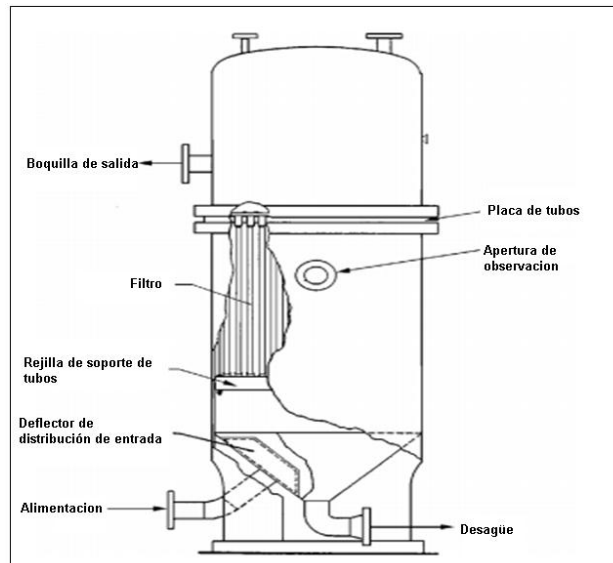
Las resinas por lo general tienen forma de gránulos o perlas, pero también se encuentran resinas de intercambio iónico en forma de polvo, este polvo se hace moliendo gránulos de resina y obtiene una capa muy fina de intercambiador que genera una notable mejora en la velocidad de la reacción. Las resinas se realizan con una mezcla entre ambas clases de intercambios, es decir, se combinan resinas aniónicas y catiónicas y se llevan a molienda, luego se humedecen con 40% de agua para que puedan formar las capas ultra finas, los diámetros de estas resinas en polvo pueden estar de 1 a 120 μm , el proceso de molienda crea un enorme aumento en el área superficial por lo tanto mayor área de reacción.³⁵

³³ ROS, M. A. (2011). *El agua, Desalinización*.

³⁴ CHANDRASEKARA, N. P. (2015). Study of a new process for the efficient regeneration of ion. *DESALINATION*, 131-139.

³⁵ Graver Technologies. (2015). Powdered Resins: Continuous Ion Exchange. *Elsevier*.

Figura 8. Tanques confinados con resinas de intercambio iónico.



Fuente: Graver Technologies. (2015)

1.3.3.2 Electrocoagulación. Es un proceso que utiliza la electricidad para eliminar contaminantes en el agua que se encuentren suspendidos, disueltos o emulsificados. La técnica consiste en inducir corriente eléctrica en el agua residual a través de placas metálicas paralelas de diversos materiales, dentro de los más usados está el hierro y el aluminio. La corriente eléctrica proporciona la fuerza electromotriz que provoca las reacciones químicas que desestabilizan las formas en las que los contaminantes se encuentran presentes, bien sea suspendidas o emulsificadas. Es así que los contaminantes presentes en el medio acuoso forman agregados, produciendo partículas sólidas que son menos coloidales y menos emulsificadas o solubles que en estado de equilibrio. Cuando esto finaliza los contaminantes forman componentes hidrofóbicos que se precipitan y/o flotan y se pueden remover fácilmente por algún método de separación de tipo secundario.³⁶ Al generarse la disolución de iones de aluminio o de hierro de los electrodos se da la formación de coagulantes in situ. La generación de estos iones se da en el ánodo y en el cátodo en donde a su vez hay liberación de burbujas de hidrógeno gaseoso las cuales ayudan a la flotación de las partículas floculadas, las mismas que serán retiradas.³⁷

³⁶ ARANGO, R. Á. (2005). La electrocoagulación: una alternativa para el tratamiento de aguas residuales . *Revista Lasallista de Investigación* , 49-56.

³⁷ GUOHUA, C. (2004). Electroquimical technologies in waste water treatem . *Separation and Purification Technology* , 11-41.

Este proceso ha tenido un reciente interés en el tratamiento de aguas residuales industriales, debido a la versatilidad y compatibilidad medioambiental. Se basa en el principio de la electrolisis en donde se forma el coagulante con la reacción de oxidorreducción que ocurre entre los electrodos y el medio acuoso promovidos por la corriente eléctrica.³⁸ Este proceso es usado en Estambul en una planta de papas fritas que produce 50m³ de agua residual al día, allí se trata el agua con este proceso y eliminan el 99% de los sólidos en suspensión, reducen la conductividad del agua que luego es reutilizada en el proceso.³⁹

Las reacciones se dan en tres etapas, para la primera se encuentra la formación de coagulantes que inicia con la corrosión electroquímica del metal debido al paso de la corriente por el sistema. El metal se desprende en forma de cationes desde la superficie del ánodo de sacrificio, mientras que en la superficie del cátodo se puede dar la hidrólisis del agua, obteniendo como producto iones hidroxilo e hidrogeno gaseoso. Los iones hidroxilos reaccionan para formar complejos metálicos con diferentes características. La segunda etapa de reacciones es la desestabilización de contaminantes donde las partículas, ocurre debido a la compresión de la doble capa difusa, que se da por la interacción de las partículas con los complejos formados en la etapa anterior. El último se presenta la etapa de la coagulación de las fases desestabilizadas que forman floculos donde hay una formación de redes que atrapan las partículas coloidales presentes en el agua residual.⁴⁰

1.3.3.3 Tubos solares. Este es el primer proceso de producción limpia que se ha desarrollado he implementado, se basa en el uso de la energía térmica solar para la evaporación del agua, separando de este modo el agua pura a partir de la salmuera. Al igual que se puede usar la energía solar para alimentar energéticamente los otros procesos de desalinización dependiendo del lugar donde se quiera realizar dicha conexión.⁴¹

El sol calienta una cámara de aire a través de una área de material transparente, en cuyo fondo se encuentra agua salada en reposo, dependiendo de la radiación y la velocidad del viento, una fracción del salada se condensa en la cara interior y por medio de una determinada inclinación, el agua libre de sales cae en un recipiente para ser almacenada. Este proceso ofrece facilidad de construcción y

³⁸ ARANGO Alvaro, (2007). Diseño de una celda de electrocoagulación para el tratamiento de aguas residuales de la industria láctea. *Universidad de EAFIT*, 56 - 67.

³⁹ KOYBA M, H. H. (2006). Treatment of potato chips manufacturing wastewater by electrocoagulation. *desalination*, 201 - 211.

⁴⁰ PANTOJA, E. (2012). Aplicación de la electrocoagulación y floculación sobre el tratamiento del drenaje ácido de minas de carbón. *Tesis*. Santiago de Cali: Universidad del Valle .

⁴¹ CIPOLLINA, A. (2009). *Seawater Desalination Conventional and Renewable Energy Processes*. Italia : Springer.

operación, además de problemas menores en la acumulación de sales cuando operan de manera continua.⁴²

Los sistemas solares que desarrollan este proceso son llamados Solar-Stills, son sistemas especialmente diseñados para aprovechar de un modo pasivo la energía solar, haciendo uso del efecto invernadero. Los sistemas están compuestos por un estanque o piscina y una cubierta. En la piscina se almacena el agua salada que se tratará, la cubierta está hecha de una superficie transparente de plástico o vidrio puesta encima de la piscina, de modo que en su interior se consigan temperaturas lo suficientemente elevadas como para producir la evaporación de una determinada cantidad de agua de la piscina.⁴³

La radiación solar que atraviesa la cubierta transparente es absorbida en parte por el agua que existe en el interior y otra parte es emitida con una longitud de onda mayor que la incidente los que genera temperaturas promedio a los 60°C que generan vapor en el sistema . El vapor se condensa al entrar en contacto con la cara interior de la cubierta, formando pequeñas gotas de agua destilada que terminan uniéndose entre sí y se deslizan siguiendo la pendiente de la cubierta, al final son recogidas y almacenas.⁴⁴

Los Solar-Stills no se usan para producir grandes cantidades de agua dulce, debido a que estos sistemas presentan baja producción de destilado por unidad de superficie. La producción diaria de agua dulce de estos sistemas oscila entre 1 a 4 litros por cada m² de superficie. Otro inconveniente son las pérdidas de vapor y de destilado que se presentan lo que genera un mantenimiento preventivo y de emergencia seguidos. Con el tiempo se da un descenso en productividad debido envejecimiento y ensuciamiento de la cubierta, el costo es relativamente alto por la obra mano, por los materiales que no son tan costosos. El factor de rendimiento de un típico sistema de Solar-Still es del orden de 0.53, lo que significa que se necesita 4.359 kJ para tratar 1 kG de agua dulce.⁴⁵

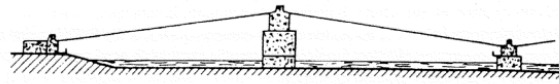
⁴² YABROUDI, C. C. (2011). desalinización de agua empleando un destilador solar tubular . *Interciencia* , 731- 737.

⁴³ Morris, R. M., & Hanbury, W. (septiembre de 1991). Renewable energy and desalination: A reviw. *Seminario Europeo : New technologies for the use of renewvable energy sources in water desalination* . Atenas , Grecia .

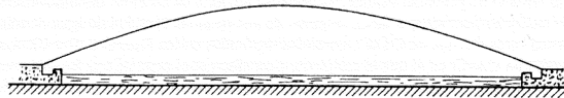
⁴⁴ ZARZA, E. (2012). Desalinización de agua del mar mediante energias renovables . *Ciemat, plataforma dolar de Almería* .

⁴⁵ Bid.ZARZA, E. (2012). Desalinización de agua del mar mediante energias renovables . *Ciemat, plataforma dolar de Almería* .

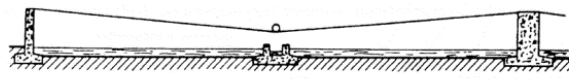
Figura 9. Diferentes diseños del Solar Still



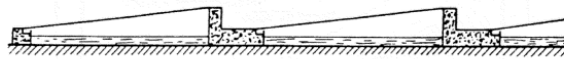
Diseño Básico



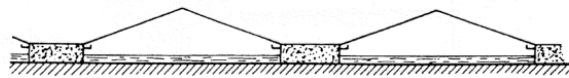
Solar Still de cubierta inflada



Solar Still de cubierta plástica tensionada



Cubierta de vidrio inclinada



Solar Still tipo invernadero

Fuente: ZARZA, E. (2012)

1.3.3.4 Cristalización. Este tipo de proceso ocurre cuando el agua salada es llevada a un estado termodinámico en el cual el componente con el punto de congelación más alto (el agua sin iones cloruro) se separa espontáneamente mediante cristalización, dentro de la misma solución salina, la cual se va paulatinamente concentrando más y más lo que le hace más difícil llegar a congelarse. Los cristales son lavados y extraídos y se obtiene agua dulce. Las temperaturas a usar en el proceso están entre los -3 a -5 °C. Los cristales son extraídos mediante centrifugación. Este proceso no tiene una amplia implementación debido a que la manipulación de mezclas de agua y hielo son mecánicamente complejas de manejar y procesar, además de la lenta etapa de crecimiento de los cristales de hielo, pero su gasto energético hace que se vea una posibilidad atractiva, la energía que se necesita para congelar 1 Kg de agua es aproximadamente la sexta parte de la que se necesita para evaporarla, aunque mantener aislado el sistema acarrea otros gastos.⁴⁶

La congelación se puede dar de forma directa por expansión del agua llamada también congelación en vacío, donde el agua de salada se congela parcialmente a una presión absoluta de 3 mm de mercurio, a -4 °C. A esta presión se produce una evaporación, acompañada del enfriamiento correspondiente, que es el que provoca la congelación. Para mantener el vacío necesario es preciso aspirar continuamente el vapor de agua formado, al realizar esta operación bien con un compresor mecánico, o por absorción en una solución higroscópica (que absorbe agua). En la práctica, los problemas de compresión del gran volumen de vapor producido a baja presión son considerables. Otro modo de realizar la congelación es con ayuda de un agente refrigerante donde se utiliza un refrigerante auxiliar cuya tensión de vapor sea netamente superior a la del agua y que no sea mezclable con ella. El butano por ejemplo, satisface estas condiciones. El agua de mar se congela parcialmente por la expansión del butano. Este procedimiento evita los problemas de compresión inherentes a la congelación en vacío.⁴⁷

⁴⁶ ZARZA, E. (2012). Desalinización de agua del mar mediante energías renovables . *Ciemat, plataforma dolar de Almería* .

⁴⁷ ROS, M. A. (2011). *El agua, Desalinización* .

1.3.3.5 Operación cíclica. Una de las alternativas para disminuir la cantidad de iones generados por la regeneración es realizar una operación cíclica constante cuando la resina de intercambio iónico se agota para esto se usan columnas de lecho fijo fluorizado, el agua se suaviza con flujo descendiente a través de la columna hasta que la concentración de calcio en el efluente alcance el valor máximo tolerable que para las membranas de la osmosis que es de 50 ppm de CaCO_3 , este sistema se usa en el Departamento de Recursos Hídricos de California, Estados Unidos para las plantas de tratamiento de aguas agrícolas, manejan concentraciones altas en iones cloruro, usan el rechazo de la osmosis inversa para regenerar y se trata la tubería para que las incrustaciones generadas se puedan presentar en el tiempo adecuado, la regeneración se hace al recircular hasta veinte veces ⁴⁸ el rechazo de OI y se deja que la concentración de calcio precipite dentro de la columna de intercambio iónico para que no perjudique las membranas de la osmosis, así se elimina la necesidad de comprar productos químicos para la regeneración excepto tal vez durante el arranque, aunque para ayudar a la precipitación del calcio se usan agentes externos como ácidos fuertes que permitan dicha separación. ⁴⁹

1.3.3.6 Resinas de regeneración térmica “Sirotherm”. Estas resinas son una mezcla de componentes de intercambio iónico entre base y ácidos débiles en un solo granulo, son desarrolladas en Australia desde hace 40 años, son térmicamente regeneradas, son capaces de eliminar las sales que se encuentren en solución acuosa mediante absorción a temperatura ambiente y al aumentar la temperatura la capacidad de absorción se reduce significativamente, lo que hace que en los poros de los gránulos se del proceso de desorción del ion atrapado, entonces cationes y aniones quedan libres. En una parte del gránulo se está dando la desorción del ion correspondiente y es atraído por afinidad electroquímica a otra sección del mismo granulo donde se absorbe y así se hace la regeneración sin adicionar grandes cantidades de solución salina. ⁵⁰ Estas resinas se manejan con ciclos de 10 reutilizaciones, luego se da el aumento en la temperatura para que se regenere, la capacidad de eliminación de sales de estas resinas dependen de la estructura polimerica de la resina, la acidez y la basicidad de los grupos funcionales, a relación de ácido a grupos de carácter

⁴⁸ J, J. T. (1976). Ion-Exchange pretreatment of brackish waters using fluidized-bed regeneration with calcium-sulfate precipitation . *MS Tesis* . Berkeley , California, Estados Unidos : University of California .

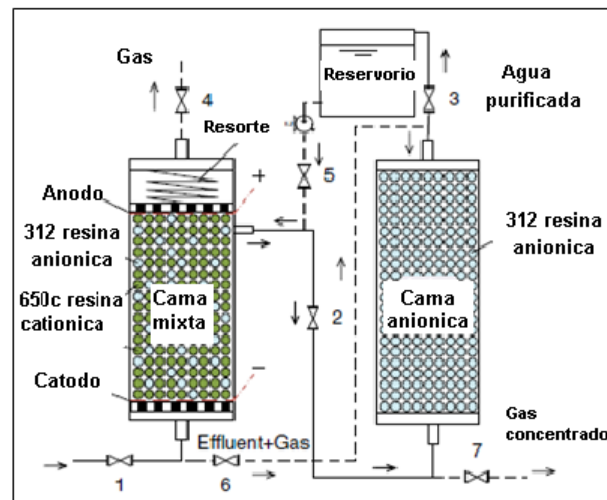
⁴⁹ SHAIN Paul, G. K. (1988). A Mathematical Model of the Cyclic Operation of desalination-feedwater softening by Ion-Exchange with fluidized-Bed Regeneration . *desalination* , 135-146.

⁵⁰ B.A., S. P. (1977). Desalting in Australia : The development of a new process for brackish water. *DESALINATION*, 391 - 401 .

básico y la afinidad de la resina a los contraiones. El cambio de temperatura de 20°C a 80°C.⁵¹

1.3.3.7 Electroregeneración. Esta es una alternativa que nace bajo la idea de realizar una regeneración de bajo impacto ambiental y con conveniencia económica, después de que la resina se agote se busca que mediante un proceso electrolítico sea regenerada usando iones producidos por medio de reacciones electrolíticas, este sistema consiste en un intercambio libre de iones, se tiene una mezcla de resinas ácido- fuertes y base-débil en un lecho y en otro lecho se llena de aniones solo de resinas base-débil. La resina de ácido-fuerte tiene una excelente capacidad para absorber cationes a través de un amplio rango de pH y así se supone que la parte base-débil absorberá con eficiencia los aniones.⁵² En la figura 9 se puede el diagrama del funcionamiento. Entonces se tiene en la primera columna dos lechos de diferentes composiciones, cuando se alimenta el agua a tratar las resinas cumplen su trabajo y realizan la separación de los iones que se quieren remover y cuando ya se agotan se inicia un proceso de electrolisis y las resinas se regeneran con los iones disueltos por el ánodo y el cátodo que son el soporte de las resinas. En la figura 9 se ve como sucede la regeneración por cada resina. Este sistema es un dispositivo simple, de fácil manejo, no hay productos químicos consumidos, no produce otra agua residual, se usan electrodos de titanio.⁵³

Figura 10. Proceso de electro regeneración



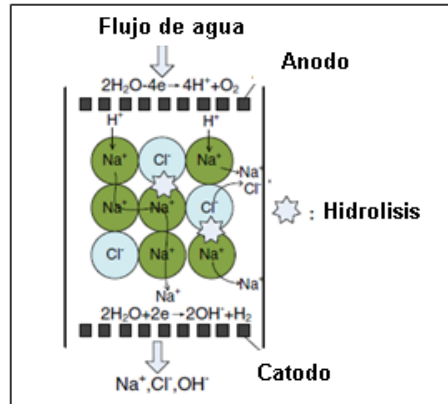
⁵¹ CHANDRASEKARA, N. P. (2015). Study of a new process for the efficient regeneration of ion exchange resins . *Desalination* , 131-139.

⁵² HU Jiayuan, C. Y. (2015). Chemical-free ion exchange and its application for desalination. *Desalination* , 144 - 150.

⁵³ W., L. J. (2007). Characterization of electroregeneration and determination of optimal current density in continuous electrodeionization. *desalination* , 276 - 285.

Fuente: HU Jiayuan, C. Y. (2015).

Figura 11. Electro regeneración



Fuente: HU Jiayuan, C. Y. (2015).

1.3.3.8 Evaporación solar directa. Consiste en dejar el rechazo de la OI en estanque de poca profundidad, donde el agua se evapora de forma natural por medio de la energía del sol. La sal se deja en los estanques de evaporación y luego se saca para un posterior tratamiento. Estos estanques son fáciles de construir, requieren de poco mantenimiento y poca atención en la operación, no requiere ningún equipo mecánico solo la bomba que transporta la salmuera a secar esto permite bajos costos de operación.⁵⁴

1.3.3.9 Biosorción con planta de biomasa. Es una alternativa biológica usando una planta invasora de nombre Parthenium, comúnmente se conoce como escoba amarga, esta planta se usa para la producción de carbón activado, resinas, alcaloide, generación de biomasa y plaguicida. El polen y las semillas de esta planta son conocidos por ser causantes de asma y bronquitis. Tiene toxinas conocidas como lactonas sesquiterpénicas que en altas cantidades puede ser letal para los humanos. La planta se arranca se lleva a un horno por dos días a 500 °C, luego se tritura y se pasa a través de un tamiz de 500 micras. A la biomasa se le añade el agua a tratar, se agita a 150 rpm y la temperatura se tiene que mantener en 300°C durante una hora, para finalizar se filtra y se tiene una remociones de 34% de iones cloruro.⁵⁵

⁵⁴ KATZIR, L. V. (2010). WAIV- wind aided intensified evaporation for brine volume reduction and generating mineral by products . *desalination* , 37 - 41.

⁵⁵ SHRUTI, S. A. (2011). Chloride Removal from Wastewater by Biosorption with the Plant Biomass. *Universal Journal of Environmental Research and Technology*, 416 - 422.

1.3.3.10 Destilación con membrana. En esta tecnología se utiliza una membrana microporosa hidrófoba, el proceso de separación se da gracias al diferencial de presiones de vapor entre el fluido y la membrana, para que se genere el diferencial la destilación debe funcionar a vacío, la presión del permeado debe ser inferior a la presión de saturación de las moléculas que se quieren separar, la condensación se lleva a cabo fuera del módulo de membrana a temperatura más bajas que la temperatura ambiente, la remoción de sales logra llegar al 81%.⁵⁶ Puede producirse cristales de sal sobre la superficie de la membrana que son removidos con un enjuague pero eso se genera otro caudal de salmuera así que para evitar esto se puede combinar el proceso de destilación con membrana y cristalización. Así las temperaturas se pueden manejar de 40 a 50°C el consumo energético por la destilación es aproximadamente 20 kWh/m³ mas la de la cristalización que tiene un promedio de 30 kWh / m³.⁵⁷ Al realizar la cristalización se puede obtener cristales de NaCl y la remoción de sal del agua llega a ser del 90%, se necesita de un área superior a 3m² por módulo y es necesario según la bibliografía de dos a cuatro módulos para que las membranas puedan separar las sales y luego pasar este permeado a el área de cristalización.

1.3.3.11 SAL-PROC (tecnología para la recuperación de sal comercial). Es un proceso integrado para la extracción secuencial de elementos disueltos en aguas salinas inorgánicas. Su objetivo es comercializar las sales que pueden ser retiradas con el fin de mejorar la rentabilidad de los procesos en donde se generan salmueras. Está diseñado para lograr cero descargas de salmuera, la recuperación teórica es del 100%, la infraestructura es bastante amplia y se necesita disponer de espacio para los procesos y el almacenamiento de los productos químicos, junto con el almacenamiento de sal a comercializar. Este proceso se ha hecho de forma móvil y puede ser construido para operar fuera de un remolque de carga. La separación se basa en reacciones de precipitación, al estar patentado los reactivos y su naturaleza no se han informado abiertamente.⁵⁸

⁵⁶ J.-P. Mericq, S. L. (2010). Vacuum membrane distillation of seawater reverse brines. *desalination* , 5260–5273.

⁵⁷ X. Ji, E. C. (2010). Membrane distillation crystallization of seawater reverse osmosis brines. *Sep. Purif. Technology*, 76–82.

⁵⁸ M. AHMED, A. A. (2003). Feasibility of salt production from inland RO desalination plant reject brine. *desalination* , 109 - 117.

1.3.3.12 Destilación flash multietapa (MSF). Este proceso se basa en el principio de la evaporación súbita. La evaporación se genera mediante la disminución de la presión dada por el cambio de área al que se somete el paso del fluido, al aumentarse la temperatura se consigue vapor de agua libre de sales. Para este proceso se debe tener una cámara flash en donde se lleva a cabo la evaporación súbita de la salmuera a tratar. Este proceso se repite en varias etapas donde cada vez se disminuye más la presión y el vapor que sale de la etapa anterior es usado térmicamente para el calentamiento de la etapa posterior. Necesita de un área grande y la separación no es total, siempre queda un rechazo más concentrado por lo que al final es usual que se involucre otro proceso como la cristalización o un proceso electroquímico.⁵⁹

1.3.3.13 Compresión de vapor. Este proceso utiliza el calor proveniente de la compresión de vapor para la evaporación de salmuera. Se reduce la temperatura de ebullición al disminuir la presión, se usa un compresor mecánico para condensar el vapor de agua y producir suficiente calor para evaporar la salmuera. Este proceso se usa a baja escala, emplea muy bajas temperaturas para la destilación por lo que resulta sencillo.⁶⁰

1.3.3.14 Electro oxidación. Este proceso se realiza en una celda electroquímica que se componen por electrodos de trabajo, que es donde ocurre la oxidación (el ánodo), para que la electro-oxidación se produzca es indispensable que la solución a tratar contenga moléculas capaces de conducir corriente eléctrica. Frecuentemente en la celda electroquímica se le agregan iones que no participen en la reacción del electrodo llamado "electrodo de soporte", así se aumenta la conductibilidad de la solución, cuando los electrones llegan al electrolito, los iones disueltos en él son responsables de transportar la carga que se puede dar por difusión, convección o por migración.⁶¹ El alto contenido de cloruro facilita la oxidación indirecta, generando oxidantes como hipoclorito y oxidando completamente nitrógeno amoniacal simultáneamente existe la remoción de compuestos orgánicos, este proceso es usado en el

⁵⁹ BORSANI Roberto, R. S. (2005). Fundamentals and costing of MSF desalination comparison with other technologies . *desalination* , 29 - 37.

⁶⁰ Hisham, E. (2006). Design of single-effect mechanical vapor compression. *desalination*, 1 - 15.

⁶¹ HANI, Mauricio. (Marzo de 2009). Utilizacion de un sistema hibrido basado en filtracion con membranas y electrooxidacion avanzada para depurar efluentes complejos. *Proyecto de grado para optar al título de Ingeniero Civil Químico* . Concepción , Chile : Universida de Concepción .

tratamiento de aguas residuales de industrias textiles, remueve el 99% de los sólidos suspendidos, el 89% de dureza, 99% de los microorganismos.⁶²

⁶² VAN HEGE, M. V. (2004). Electro-oxidative abatement of low-salinity reverse osmosis membrane concentrates. *water research* , 1550 - 1558.

2. MARCO LEGAL

Al ser el agua la fuente de vida principal de todos los seres vivos existen normas que protegen y regulan el uso de este recurso, conocerlas hace que el proyecto a desarrollar se pueda justificar y tenga validez. Por lo tanto es necesario que el proyecto esté acorde con las políticas y planes nacionales y regionales para que se pueda facilitar la disponibilidad de recursos económicos o respaldos institucionales.

La formulación de proyectos de tratamiento aguas residuales, y el manejo de sus vertimientos, impediendo de la fuente de financiación, debe tener en cuenta el siguiente marco legal para que este afín con las políticas de protección ambiental, entre otras regulaciones:

Constitución política de Colombia del 1991, artículo 49: donde se establece que el saneamiento ambiental es un servicio público a cargo del Estado, le corresponde también organizar, dirigir y reglamentar la prestación de servicios de salud a los habitantes y saneamiento ambiental conforme a los principios de eficiencia, universalidad y solidaridad.

Constitución política de Colombia del 1991, artículo 79: este artículo pertenece a los derechos colectivos y del ambiente, en el cual le asigna el derecho a todos los ciudadanos colombianos a gozar de un ambiente sano, donde el Estado se encarga de proteger la diversidad e integridad del ambiente.

Constitución Política de Colombia de 1991, artículo 366: Este artículo hace parte de la finalidad social del estado y de los servicios públicos, el cual garantiza el bienestar y el mejoramiento de calidad de vida, y tiene como objetivo la solución de necesidades en saneamiento ambiental y agua potable, poniendo a disposición principal los presupuestos de la Nación para el desarrollo de soluciones a estas necesidades.

LEY 373/97 Ahorro y uso eficiente del agua: En esta ley se establece el uso y reúso del agua para el ahorro y la eficiencia en el manejo del recurso, al igual se delegan a distintas entidades públicas la revisión de proyectos que fomenten el buen uso del agua, la ley también especifica la reducción de pérdidas y el reúso obligatorio, y regula los incentivos tarifarios y las licencias para nuevos proyectos.

LEY 99 DE 1993, Artículo 31, Párrafo 12: En este artículo se establecen las funciones de Las Corporaciones Autónomas Regionales en el párrafo 12 se asigna la función de evaluar, controlar y llevar un seguimiento ambiental a los recursos hídricos lo cual comprende el vertimiento de agua.

Decreto 1594 de 1984: Mediante este decreto se establecen los términos, el manejo, el transporte, los usuarios de interés, los criterios de calidad y normas de los vertimientos de agua residual. Con este se definen las concentraciones

máximas permisibles para garantizar la calidad del vertimiento. Por otra parte regula todo el trámite y adquisición de la licencia ambiental de vertimientos.

Artículo 28 del Decreto 4723 de 2010: En este artículo el ministerio de ambiente establece los parámetros y los límites máximos permisibles de los vertimientos a las aguas superficiales, marinas y sistemas de alcantarillado público y suelo. La norma expedirá dentro de los diez meses, contados a partir de la fecha de publicación de este decreto, (Diciembre 23). Este decreto modifica parcialmente el decreto 3930 de 2010.

Resolución 0631 del 2015: Por la cual se establecen los parámetros y los valores de los límites máximos permisibles en los vertimientos puntuales a cuerpos de aguas superficiales y a los sistemas de alcantarillado público y se dictan otras disposiciones, ahora el control se realizara a lo que impacta en la calidad del agua, y no el proceso de tratamiento. También se cambiara la medición, se medirá en mg/L y no en kg/día. El artículo 12 establece los parámetros para industrias de alimentos, el límite máximo para iones cloruros es de 250 ppm.

Decreto 3930 del 2010: En los artículos 79 y 80 establece que es deber del Estado proteger la diversidad e integridad del ambiente, conservar las áreas de especial importancia ecológica y fomentar la educación ambiental para garantizar el derecho de todas las personas a gozar de un ambiente sano y planificar el manejo y aprovechamiento de los recursos naturales, para garantizar su desarrollo sostenible, su conservación, restauración o sustitución; debiendo prevenir y controlar los factores de deterioro ambiental, imponer las sanciones legales y exigir la reparación de los daños causados.

3. DIAGNÓSTICO LINEA DE ALMIDONES + PTAR PEPSICO

Con el fin de establecer donde se encuentran los puntos críticos en generación de iones cloruro se analizó el aporte de las 7 líneas de producción en las instalaciones de PepsiCo por sus laboratoristas, donde se eligió la línea de almidones como la mayor portadora de iones cloruro. Al mismo tiempo se realiza un diagnóstico de la PTAR para tratar de instaurar el método que corresponda en el punto indicado para que la cantidad de agua que recircula a los procesos de producción no se vea afectada, ni disminuya y así se pueda dar cumplimiento a los parámetros otorgados por la Resolución 0631 del 2015.

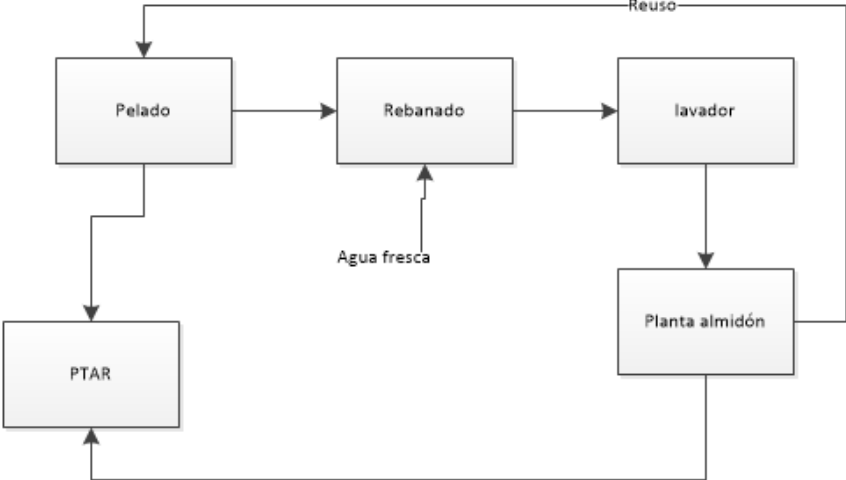
3.1 PROCESO DE LÍNEA DE ALMIDONES

La línea de almidones es la encargada de separar el almidón del agua usada en la producción de papas fritas, esta agua es usada en el pelado, rebanado y lavado de las papas que entran a la línea, al pasar por el pelado el agua arrastra con ella cáscara, tierra y todos los contaminantes que vengan con ella desde la cosecha, al pasar por el rebanado la cantidad de almidón aumenta y el agua toma una tonalidad blancuzca, para el lavado el agua de la línea es diluida con agua fresca, al terminar este proceso el agua entra a la planta de almidones. Los procesos de esta línea se separan en tres etapas, en la primera etapa se busca la precipitación del almidón y los sólidos que vienen en el agua, se usan hidrociclones para realizar esta operación, todos los sólidos son filtrados y separados. La segunda etapa es la extracción, por medio de un sistema de vacío se logra separar el almidón del agua, la etapa final consiste en secar el almidón y empacarlo. Parte de esta agua es recirculada a la línea de la papa y otra es enviada a la PTAR.

3.1.2 Operaciones, reactivos productos y subproductos. En la línea de almidones el producto principal es el almidón seco, obtenido del almidón de las papas al ser peladas y rebanadas, también se tiene agua para la recirculación, en los subproductos encontramos cascarilla que logra atravesar el filtro que luego es llevada a la PTAR en el tratamiento de lodos. En esta línea no se usa ningún reactivo.

La línea de almidón tiene una concentración de iones cloruro a la salida de 1.700 ppm en la figura 11 se ve el esquema de las operaciones de la línea.

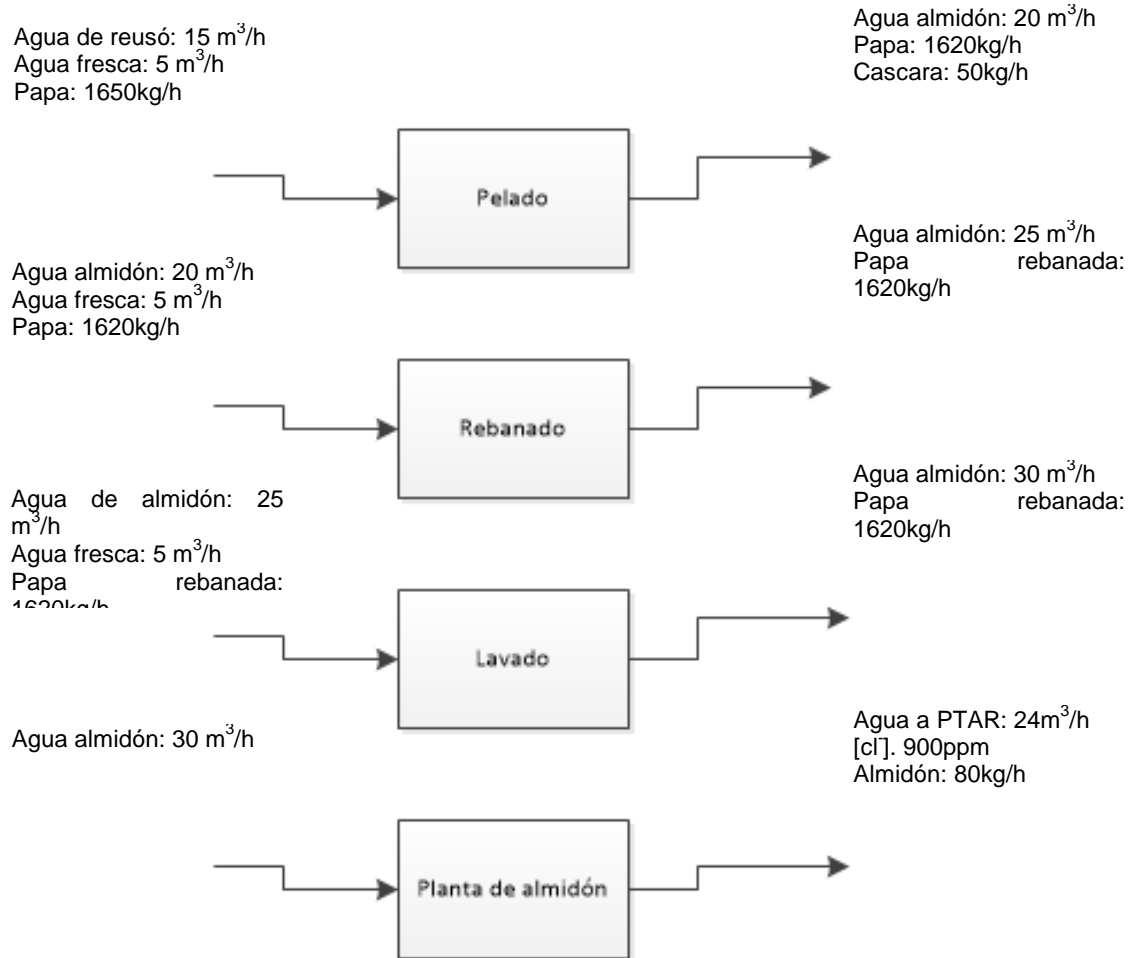
Figura 12. Operaciones Almidón



Fuente: PEPSICO

Balance de masa

Figura 13. Balance de masa línea de almidones



Fuente: PEPSICO

3.2 PTAR

La planta de tratamiento de aguas residuales de la empresa PepsiCo (Funza) fue inaugurada en el año 2009, desde entonces su objetivo es purificar el agua utilizada en el proceso de producción con el fin de que esta pueda ser reutilizada permitiendo que solo el 25% del agua requerida provenga del acueducto y el otro 75% se pueda tomar de la PTAR.

La planta fue diseñada y es manejada por la compañía operadora de agua TECCA, que ofrece un sistema de remoción de impurezas y residuos por medio de

una secuencia de tratamientos primarios, secundarios y terciarios. En la figura 13 se puede ver el diagrama de procesos de la PTAR.

3.2.1 Operación, reactivos, productos y subproductos.

3.2.1.1 Rotoscreen. En esta primera operación el agua proveniente de las líneas de extruidos, tortilla papa, galleta, sales y almidones entra a un tamiz rotatorio donde se separa todos los elementos sólidos y son acumulados en una tolva, el agua separada fluye a la trampa de grasas. Esta primera separación en 100% mecánica no se adiciona químicos ni hay agentes externos en los procesos.

3.2.1.2 Pre- tratamiento. EL pre tratamiento del agua residual de las líneas de producción cuenta con dos etapas, en la primera se realiza una homogenización y la segunda la estabilización.

En el proceso de homogenización se busca ecualizar los caudales y homogenizar las condiciones del agua, dando como resultado una alimentación constante a los siguientes equipos de la PTAR de 25 a 30 m³/h , el tanque se encuentra abierto a la atmósfera, además cuenta con un sistema de aireación el cual permite garantizar la homogeneidad del vertimiento manteniendo constante los valores de DQO, DBO, sólidos suspendidos, grasas y pH.

Para el proceso de estabilización se usa la adición de ácido nítrico, soda y SP-701 (sustancia formulada por TECCA) para obtener un pH de 5, luego se realiza la adición de floculantes y coagulantes.

3.2.1.3 Separación fisicoquímica (CAF). En este proceso se busca la clarificación del agua removiendo sólidos suspendidos, coloides, grasas y aceites mediante un sistema de cavitación en el cual se generan micro burbujas de 0.5 y 1 mm de diámetro, se utiliza un tanque de 60 m³ junto con una bomba Vénturi. El efecto de las micro burbujas hace que estas suban por efecto de densidad y se adhieran a las partículas en suspensión hasta arrastrarlas a la superficie y sin removidas mediante una rasqueta que las conduce hacia un contenedor, las partículas que no flotaron se decantan en la zona de acumulación de fangos. El agua libre de grasa y de sólidos pasa a la siguiente etapa del tratamiento.

3.2.1.4 Tratamiento biológico. Cuenta con dos partes un bioreactor y un filtro percolador.

Filtro percolador que reduce la carga orgánica existente en el agua, en el filtro el agua es dispersada sobre varias membranas de ultrafiltración y se deja percolar, el lecho del filtro es un medio altamente permeable por lo cual se adhieren los microorganismos y se filtran, el filtro tiene un sistema de drenaje utilizado como unidad de recolección y una estructura porosa por la cual circula aire. La materia orgánica presente en el agua residual es descompuesta por los microorganismos adheridos al lecho filtrante.

Bioreactor es alimentado el agua que sale de filtro percolador, este reactor se encarga de digerir sólidos y cargas orgánicas mediante microorganismos aerobios así se disminuyen la cantidad de solidos suspendidos totales y volátiles, los microorganismos luego son filtrados con el lodo y se recirculan al biorreactor.

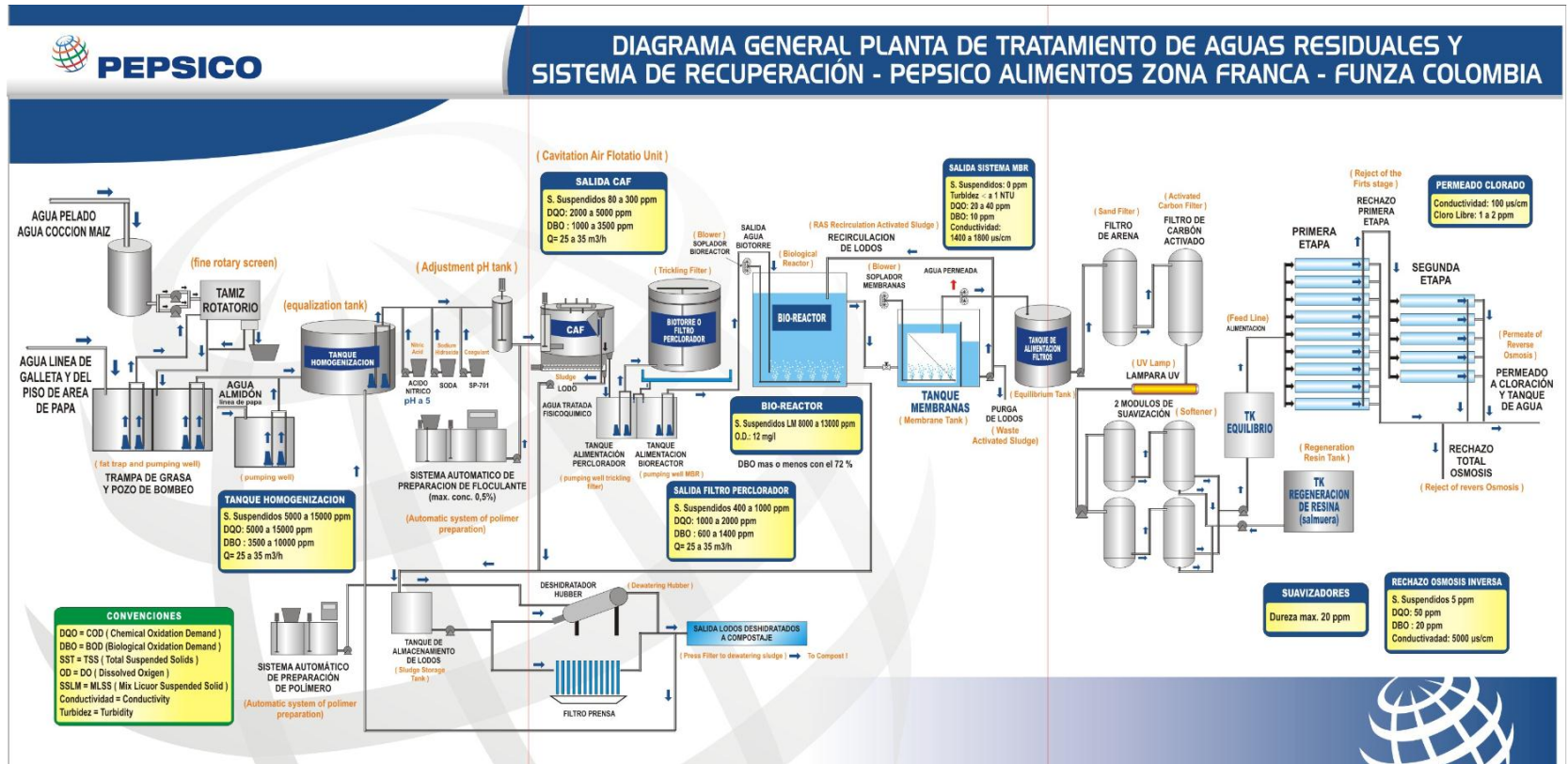
3.2.1.5 Taque de membranas, filtros “radiación” UV. El tanque de membranas es conocido como MBR este se encarga de recoger y tratar los lodos, una parte de estos lodos es enviada al tanque de homogenización, otra parte es recirculada al bioreactor y la parte final se lleva a la compostera, acá es el último procedimiento donde se manejan sólidos, a partir de esta operación el agua a tratar ya está libre de sólidos (0 ppm de sólidos suspendidos) , y sigue su flujo hacia dos filtros uno de carbón activado y otro de arena, posteriormente el agua pasa por una tubería donde es irradiada por una lámpara UV que asegura que el agua se encuentre libre de microorganismos.

3.2.1.6 Módulos de suavización. Debido a que durante el proceso se debe usar cal para la remoción de maíz el agua llega con una dureza muy alta, para eliminar dicha dureza la PTAR cuenta con dos módulos de suavización, son cuatro tanques confinados llenos de resina iónica que por el intercambio suaviza el agua para que pueda entrar a las membranas de la osmosis sin dañarlas, los módulos son regenerados cada que la dureza llegue a 50 ppm, para la regeneración se tiene un tanque donde se mezclan 7m³ de agua con 250 kg de NaCl , el proceso de regeneración cuenta con 3 etapas, la primera es llamada retrolavado donde se lava con agua fresca las resinas durante un periodo de 8 minutos, luego entra a la etapa de regeneración donde se juega con el agua del tanque de regeneración durante un periodo de 1 a 2 horas hasta que la mezcla de salmuera se termine, la última etapa es llamada rinse donde nuevamente se lavan los tanques confinados con agua fresca hasta que se obtenga una conductividad de 1700 µS.

Ahora el agua está lista para pasar al último proceso de tratamiento y se dirige al tanque de equilibrio.

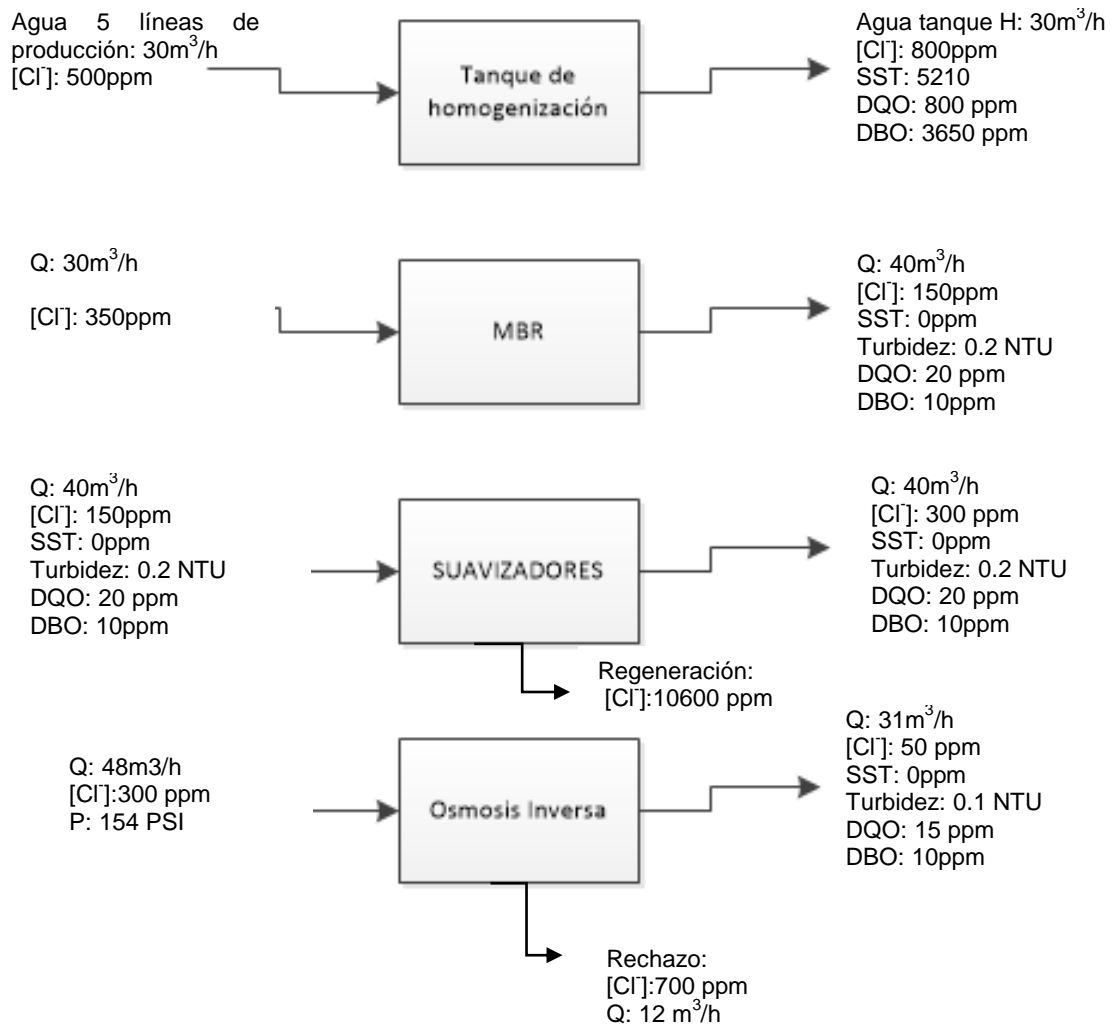
3.2.1.7 Osmosis inversa. Luego de que el agua es suavizada entra al tanque de equilibrio un taque de 20m³ cada vez que el tanque llega su límite se enciende la osmosis inversa y comienza a circular agua hacia las membranas, la osmosis inversa trabaja con un caudal de 13 a 20 GPM, consta de dos etapas en la primera etapa el agua entra a una presión de 40 PSI hasta una presión de 120 PSI el permeado de esta etapa se dirige a la segunda etapa donde el agua entra a 10 PSI hasta los 80 PSI. El agua que sale de esta etapa, pasa a un gran tanque para ser reutilizada en la producción, el agua de rechazo se almacena en otro tanque, el que futuramente será vertido al alcantarillado.

Figura 14. Diagrama de procesos PTR



Fuente: PepsiCo – TECCA

Figura 15. Balances iones cloruros y condiciones PTAR



3.3 MUESTREO

Durante los meses de Enero y Febrero del 2016 se tomaron muestras en el agua de la línea de almidones, en la entrada del tanque homogeneizador, en la salida del mismo tanque, en la regeneración de las resinas de los suavizadores y al rechazo de la ósmosis inversa para tener conocimiento de sus características.

La norma técnica colombiana NTC 4844 establece los métodos de ensayo para la determinación de iones cloruro en el agua, en esta norma se presentan seis métodos, la selección en gran parte es cuestión de preferencia personal. El método argentométrico es adecuado para uso en aguas relativamente claras cuando hay presencia de 0,15 mg de Cl^- a 10 mg de Cl^- en porción titulada. El punto final del método de nitrato mercúrico es más fácil de detectar. El método potenciométrico es adecuado para muestras de color o turbidas, en las cuales puede ser difícil observar los puntos finales indicados por el color. El método potenciométrico se puede usar sin una etapa de pre tratamiento. El método de ferrocianuro es una técnica automatizada. El de análisis inyección de flujo es una técnica colorimétrica automatizada útil para grandes cantidades de muestra.⁶³

Para el muestreo y almacenamiento la norma especifica que la muestra representativa se recolecta en botellas de vidrio o plástico resistente químicamente. La máxima porción de muestra requerida es de 100 ml. No es necesario ningún preservativo especial si la muestra va a ser almacenada.⁶⁴

Las muestras fueron analizadas en el laboratorio de TECCA allí existe un instructivo de trabajo para análisis de iones cloruro, que cumple con el primer método de la norma técnica colombiana NTC 4844, este método es conocido en la industria química como el método de Mohr, en el instructivo especifica que este análisis está bajo los estándares del método ASTM D 1225-91, que el mismo publicado por la APHA 4500 Cl – B 1995. La norma NTC 4844 es equivalente al Standard Methods 4500 chloride 20 TH edición 1998 la misma fuente bibliográfica del instructivo del laboratorio de TECCA.^{65 66}

En el método de Mohr, se toman 10 ml de la muestra disuelta en 100 ml de agua destilada, luego para verificar que su pH se encuentre entre 6.3 y 10.5, se

⁶³ INCONTEC . (2008). *Norma tecnica colombiana: calidad del agua, determinacion de ion cloruro* . Bogotá: Incontec .

⁶⁴ Op. Cit INCONTEC . (2008). *Norma tecnica colombiana: calidad del agua, determinacion de ion cloruro* . Bogotá: Incontec .

⁶⁵ American Society for Testing and Materials . (1994). *Annual book of standards, determinacion de cloruros en el agua. Metodo ASTM D 1125-91*.

⁶⁶ APHA . (1995). *Standard Methods for examination of water and waste water* .

adicionan 2 gotas de fenoftaleina al 0.25% + 2 gotas de carbonato sódico 0.1N, si la muestra se torna rosa se le adicionan 2 gotas de ácido sulfúrico, luego 3 gotas de cromato potásico al 5%. Luego de tener la muestra lista se comienza la titulación con nitrato de plata 0.1N y se obtiene la concentración de cloruros con la siguiente ecuación:

Ecuación 3. Concentración de cloruros

$$\frac{mg}{L} = \frac{(V_{gastado} * N_{titulante} * 1000 * 35.45)}{V_{muestra}}$$

Donde $V_{gastado}$ es el volumen gastado de nitrato de plata en la titulación, $N_{titulante}$ es la normalidad del titulador, 1000 para que las unidades queden en ppm y 35.45 es el factor de correlación. Todos los reactivos provienen de Mol-Labs.

Para el pH se usó un phmetro de marca HACH modelo HQ 11d, para la conductividad y temperatura un conductimetro de la misma marca modelo HQ 14d, para la turbidez un turbidimetro modelo 2100P y para los sólidos suspendidos totales un electrofotómetro modelo DR2800, todos los elementos del laboratorio son de TECCA y están calibrados según las normas del laboratorio lo indican.

3.3.1 Línea de almidones. En el anexo 1 se encuentra la tabla de datos para las concentraciones de iones cloruros en la línea de almidones, el pH, la conductividad, y los sólidos totales suspendidos.

3.3.2 Entrada de taque de homogenización. En el anexo 2 se encuentran los datos tomados del 18 de Enero Febrero al 15 del 2016, los datos de concentración de iones cloruros varían entre los 709 y 496 ppm. Los rangos en concentración de iones cloruros varían de 200 a 900 ppm por un caudal de trabajo de 30m³/h.

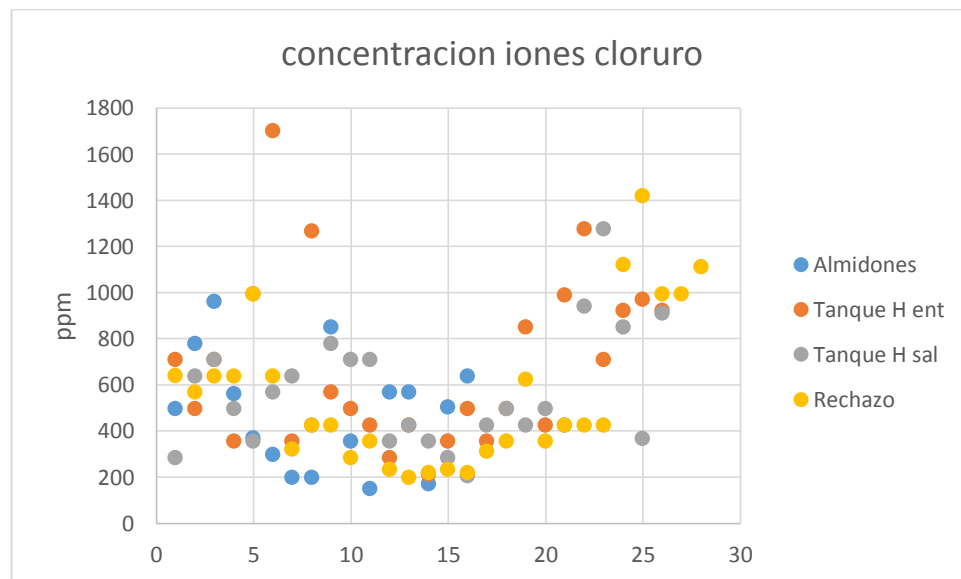
3.3.3 Salida tanque de homogenización. Se tomaron los datos desde el 18 de enero para ver el comportamiento a la salida del tanque de homogenización, las concentraciones de iones cloruros, en el anexo 3 se pueden ver los datos.

3.3.4 Rechazo de la osmosis inversa. En este punto se hicieron mediciones con eficiencia de 50% de la osmosis y también del 70%, se trataran las concentraciones más altas de iones cloruros, el caudal es constante, se tomaron las muestras al rechazo total no se tuvo en cuenta el interbanco o cambio de etapa. El caudal de entrada de la OI es de 220 gpm se trabaja a 154 PSI de presión y el agua entra con una conductividad de 1670 $\mu\text{s}/\text{cm}$, para la segunda etapa la conductividad aumenta a 5400 $\mu\text{s}/\text{cm}$, para el permeado la presión descende hasta 10 PSI con un caudal de 138 gpm y una conductividad de 31.9 $\mu\text{s}/\text{cm}$, el caudal de rechazo es de 51 gpm, a una conductividad de 6350 $\mu\text{s}/\text{cm}$, y una presión de 148 PSI.

En el anexo 4 se tienen los datos tomados del 18 de enero al 17 de Febrero del 2016.

En la gráfica 1 se pueden apreciar las variaciones en cada punto en cuanto a la concentración de iones cloruro. El punto más alto de color naranja muestra que las concentraciones más altas se pueden encontrar en el tanque de homogenización, sin embargo no es constante, las concentraciones de rechazo son las que siguen de altas y son contantes, por esto se identifica el punto de salida del rechazo el más generador de iones cloruro.

Grafica 1. Concentraciones de iones cloruro 1

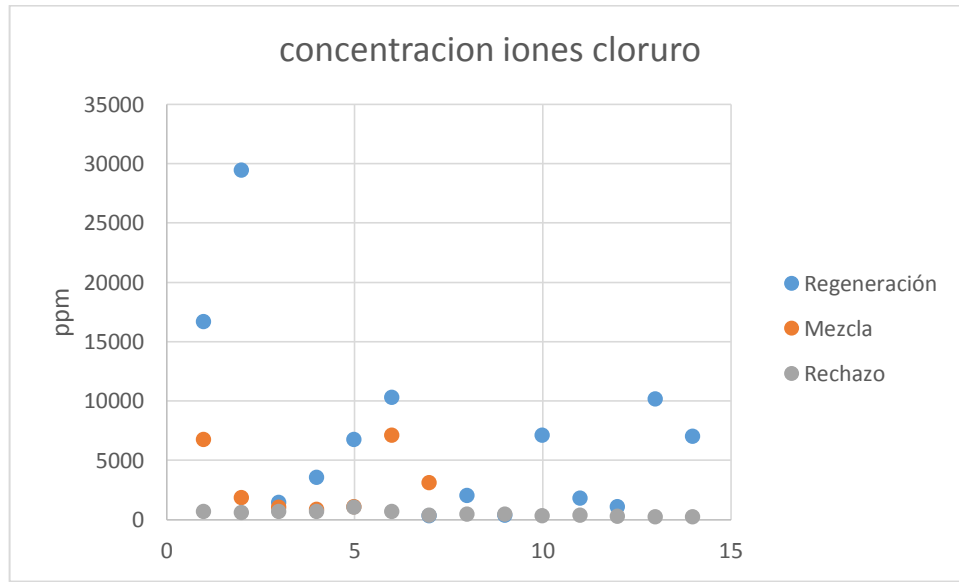


Fuente: datos tomados en lab. TECCA

3.3.5 Regeneración de las resinas de los suavizadores. Como ya se había mencionado la regeneración cuenta con 3 etapas, a cada una se le tomaron los datos de concentración de iones cloruros, pH, Conductividad, turbidez y SST que se pueden ver registrados en el anexo 5.

3.3.6 Mezcla rechazo + regeneración. Se tomó una muestra con la mezcla del rechazo y las tres etapas de la regeneración, como los caudales no son continuos al día, la mezcla se realizó con 200ml de rechazo (del caudal bajo) + 25 ml del relavado + 50 ml regeneración + 25 ml de rinse. En el anexo 6 se observan los datos registrados.

Grafica 2. Concentraciones de iones cloruro 2



Fuente: datos tomados en lab. TECCA

En la gráfica 2 se aprecia las concentraciones entre los puntos de regeneración mezcla y rechazo se puede ver que la etapa de regeneración tiene las concentraciones más altas ya que es cloruro de sodio para la regeneración de las resinas al compararla con el rechazo son 6 veces mayor pero no es un flujo constante, este caudal solo está presente dos veces al día por dos horas.

Mediante los datos obtenidos en la medición de iones cloruros en cada punto se puede ver que el punto con mayor aporte es la regeneración, su caudal es de 50 m³/día, cuando se realiza la mezcla entre el rechazo y regeneración se tienen concentraciones promedio de 3096 ppm, sin embargo esta mezcla es una estimación, los caudales de rechazo y regeneración son distintos y el flujo no es constante, actualmente con la eficiencia de la osmosis de 50% se tienen concentraciones de esa mezcla de 1086 ppm como se puede ver en la caracterización del anexo 7. El rechazo es otro punto crítico, aunque sus concentraciones no sean las más altas su caudal es constante y esta 300 ppm por encima de lo requerido por la norma. Así se llega a que se tiene que analizar el comportamiento del proceso a elegir con los diferentes caudales a tratar y las diferentes concentraciones, enfatizando en los puntos de rechazo, regeneración y la mezcla final entre los dos.

4. PLANTEAMIENTO DE SOLUCIONES

Conociendo los niveles más altos de generación de iones cloruros en la planta y en la PTAR se pasa a plantear soluciones que sean viables y que permitan el tratamiento de los iones para cumplir con la normativa, se busca minimizar las opciones uniendo puntos críticos altos en iones o buscando nuevas alternativas para el tratamiento.

4.1 LÍNEA DE ALMIDONES

La línea de almidones aporta una buena parte en la concentración de los iones, durante el proceso, en esta línea no se adiciona ninguna clase de químico, ni sales. El proceso en la línea solo manipula papa, agua y el almidón seco. Por eso puede asumir que el aporte de iones se debe de los plaguicidas o fertilizantes con los que las papas llegan de los diferentes sitios de cultivos, y esto se puede ver reflejado en la caracterización del agua mostrada en el capítulo 1.

Los plaguicidas son numerosos y presentan composiciones muy variadas (orgánicos e inorgánicos). Entre los orgánicos se encuentran los derivados de halógenos, que son compuestos que contienen generalmente átomos de cloro en su molécula y que poseen una alta toxicidad para los insectos como se puede ver en la figura 15.

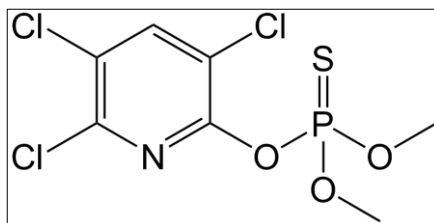
Para el 2012 los cultivos con mayor demanda de plaguicidas en el país fueron: arroz (21%), papa (19%), pastos (14%), banano (7%), caña de azúcar (6%), café (5%), etc.⁶⁷ Según la dirección de desarrollo sectorial sostenible de Colombia los ingredientes activos más usados en los plaguicidas para los cultivos de papa son Mancozeb, Famoxadone + cymoxanil, Benomyl, Cypermethrin y Chlorpyrifos.⁶⁸ Estos compuestos activos se encuentran en los plaguicidas organofosforados, que junto con los carbamatos son los más usados en los departamentos de Cundinamarca y Boyacá.⁶⁹

⁶⁷ Resolución 011 del 2001 de la Defensoría del Pueblo

⁶⁸ Dirección de Desarrollo Sectorial Sostenible Republica de Colombia . (2008). Uso aparente de plaguicidas en Colombia durante los años 2004 - 2007 . *Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial* .

⁶⁹ BORRÁEZ, A. (8 de Octubre de 2011). Detectan exceso de quimicos en cultivos de papa. *UN periodico*.

Figura 16. Principio activo de plaguicidas



Fuente: BORRAEZ (2011)

Para solucionar el problema en esta línea tendría que cambiar las condiciones con las que llegan las papas, para esto sería necesario implementar nuevas técnicas de agricultura, en Colombia el uso de plaguicidas y fertilizantes se ha convertido en una necesidad para que los cultivos puedan resistir plagas y la producción sea más rápida, sin embargo un grupo de personas que no aceptaron la idea de esta necesidad se ha mantenido al margen del uso de estos químicos y mediante una agricultura orgánica ha logrado una producción en más de 50.706 hectáreas⁷⁰ de diversos cultivos sin el uso de químicos asegurando que la calidad de los productos es mejor por lo que no hay modificación en las semillas y garantizan que es un producto no afecta el cuerpo del consumidor, PepsiCo podría generar una campaña en sus proveedores apoyados por organizaciones como Fedeorganicos o COAS (Cultivos Orgánicos Agricultura Sostenible) que educan al campesino a sembrar sin depender de tales químicos, y así disminuir la generación de iones cloruros en esta línea y mejorar su producto, al igual que ayudar en la economía del campesino y brindar protección a la tierra y al agua, pero esta solución enmarca un ámbito social y cultural lo que no corresponde a este proyecto de grado por lo tanto los aportes de iones de este punto tendrán que ser tratados aguas abajo.

4.1. PTAR

En la PTAR es evidente que los puntos con mayor aporte son la regeneración de las resinas y el rechazo de la osmosis inversa, se plantearan posibles soluciones en cada punto y en la mezcla final que llegará directamente al vertimiento.

- **La regeneración.** Los siguientes planteamientos se realizan con el fin de eliminar la cantidad tan grande de volumen de salmuera usado en la regeneración de las resinas: *Operación cíclica, resinas de regeneración térmica "Sirotherm", Electroregeneración,*

⁷⁰ Ecolife <http://ecolife.co/index.php/econegocios/121-45000-hectareas-organicas-en-colombia>

4.2.2 Rechazo. Los siguientes planteamientos son para tratamientos de separación con concentraciones de iones cloruro inferior a 1000 ppm: *Evaporación solar directa*, Biosorción con planta de biomasa, Destilación con membrana, Electrodiálisis, SAL-PROC (tecnología para la recuperación de sal comercial).

4.2.3 Mezcla rechazo + regeneración. Los siguientes planteamientos son para concentración superiores a 1000 ppm de iones cloruro. *Destilación flash multietapa (MSF)*, *Destilación multiefecto (MED)*, *Compresión de vapor*, *Cristalización*, *Electrocoagulación*, *Electro oxidación*.

4.2. MATRIZ DE SELECCIÓN

Se realiza una tabla donde se explican las ventajas y las desventajas de cada proceso propuesto junto con las características de consumo energético, costo de instalación, luego se realiza la matriz de selección en donde a cada proceso se le evaluarán las características de consumo de energía, costo de instalación, área necesaria, avance en la tecnología y mantenimiento, se realizará una escala de medida para cada una de las características y según su posición cada proceso recibirá un valor en sus diferentes características, los valores se sumarán y se elegirá la más viable.

Cuadro 1. Cuadro de características

	Proceso propuesto	Ventajas	Desventajas	Consumo de energía*	Costo instalación ⁷¹ MUSD
REGENERACIÓN	Operación cíclica	Se puede usar el rechazo de la osmosis. Se disminuye la cantidad de vertimiento.	Las columnas confinadas deben diseñarse con lechos fijos de resinas, las resinas deben estar combinadas (catódicas y aniónicas).	1-2 kWh/m ³ . ⁷²	0.1
	Resinas de regeneración térmica	El vertimiento de regeneración desaparece.	Cambiar las resinas, diseñar unas nuevas columnas, gasto térmico adicional.	0.5 – 1 kWh/m ³ . ⁷³	1.5
	Electroregeneración	No generaría vertimiento de regeneración, fácil operación, no hay productos químicos consumidos.	Diseñar las columnas, comprar resinas con las características indicadas.	0.7 kWh/m ³ . ⁷⁴	1.7

⁷¹ Op. Cit. ROS, M. A. (2011). *El agua, Desalinización*

⁷² Op. Cit SHAIN Paul, G. K. (1988). Pag 140.

⁷³ Op. Cit HU Jiayuan, C. Y. (2015). pag 147.

⁷⁴ Op. Cit W., L. J. (2007). Pag 282

Cuadro 1. (Continuación)

	Proceso propuesto	Ventajas	Desventajas	Consumo de energía*	Costo instalación MUSD
RECHAZO OSMOSIS	Evaporación solar directa	Se puede tratar la sal para comercializa. Estanque fácil de construir Bajo costo de operación.	Demanda mucha área Se necesita de una radiación solar constante.	0.4 kWh/m ³ . ⁷⁵	0.1
	Biosorción con planta de biomasa	Se puede producir biomasa como subproducto Se elimina la planta invasora de cultivos.	Conseguir altas cantidades Toxica Demanda energía y el diseño de una torre adicional.	2 kWh/m ³	2.5
	Destilación por membrana	Alta remoción de cloruros, bajo gasto energético	Condición de vacío, formación de cristales de sal en la membrana, se necesita de otro proceso para tratar el rechazo.	20 kWh/m ³ . ⁷⁶	1.8

⁷⁵ MORILLO Jose, U. J. (2014). Comparative study of brine management technologies for desalination plants . *desalination* , 32 - 49.

⁷⁶ Op. Cit. YANG, L. a. (2008). Pag 657.

Cuadro 1. (Continuación)

	Proceso propuesto	Ventajas	Desventajas	Consumo de energía*	Costo instalación MUSD
	Electrodialisis	Muy alta remoción de cloruros, obtención de NaCl, autolimpieza (reversible)	Producción de gas Cl, se necesita de un área grande, tratamiento previo, genera un flujo de salmuera, se puede dar envenenamiento.	1-2 kWh/m ³ (concentraciones de 5000ppm Cl ⁻) ⁷⁷ 7- 8 kWh/m ³ (bajas concentración de Cl ⁻) ⁷⁸	0.5
	Sal- Proc	Genera como subproducto sal para comercializar, 0 producción de salmuera	Al ser varios procesos se necesita de mucha área, mayor mantenimiento, mayor costo de operación, patentado.	30 kWh/m ³	4
○	Destilación flash multietapa MSF	Maneja caudales altos, bajo costo de operación, muy alta	Genera un rechazo, demanda energía eléctrica y térmica, bastante área.	31.07 kWh/m ³ 120.87 kWh/m ³ (con vacío) ⁷⁹	1.7

⁷⁷ Op. Cit. ROS, M. A. (2011). *El agua, Desalinización*

⁷⁸ Op. Cit. MORILLO Jose, U. J. (2014). pag 36.

⁷⁹ LI Yulong, W. H. (2015). Experimental study of waste concentration by mechanical vapor compression technology. *desalination*, 46 - 52.

Cuadro 1. (Continuación)

Proceso propuesto	Ventajas	Desventajas	Consumo de energía*	Costo instalación MUSD
Destilación multiefecto MED	Maneja caudales altos, alta remoción, proceso industrializado desde hace mucho tiempo con buenas fuentes de información.	Necesita energía térmica constante, gran área, necesita de otros procesos para la eliminación de cloruros.	4.456 kWh/m ³ ⁸⁰	1.5
Compresión de vapor CV	Se puede llegar a una remoción total de sales con varias etapas.	Gran cantidad de vapor constante, muy grande área, condición de vacío.	8 kWh/m ³	1.8
Cristalización	No hay adición de productor químicos, gasto energético bajo, fácil separación del hielo y la sal por densidad.	Disposición del hielo, área medianamente grande, los residuos no son de fácil comercialización.	9 – 12 kWh/m ³ . ⁸¹	0.5

⁸⁰ Op. Cit Savvina, L. (2015). pag 282.

⁸¹ Op. Cit. RANDALL D G, N. J. (2011).pag 260.

Cuadro 1. (Continuación)

	Proceso propuesto	Ventajas	Desventajas	Consumo de energía*	Costo instalación MUSD
	Electrocoagulación	No se adicionan químicos, bajo costo energético, bajo costo de operación, área pequeña, no	Se necesita de una concentración constante de sales.	0.055 kWh/m ³ (retención de 10 min) 0.17 kWh/m ³ (de retención de 30 min) ⁸²	0.1
	Electro oxidación	Pequeño espacio, bajo costo energético, muy alta remoción.	Uso de agentes químicos externos, alta oxidación eleva costo en mantenimiento.	1 kWh/m ³ ⁸³	0.1

* El estimado de costo energético solo involucra el gasto que genera el proceso, no se tiene en cuenta bombas o el gasto que genere otro proceso complementario.

⁸² GOURICHA, J. H. (2015). Assessment of hardness, microorganism and organic matter removal from seawater by electrocoagulation as a pretreatment of desalination by reverse osmosis. *desalination*, online.

⁸³ Op Cit. HANI, Mauricio. (Marzo de 2009). Utilización de un sistema híbrido basado en filtración con membranas y electrooxidación avanzada para depurar efluentes complejos. *Proyecto de grado para optar al título de Ingeniero Civil Químico*. Concepción, Chile: Universidad de Concepción.

Tabla 2. Rangos y criterios de selección

Característica	1 punto	2 puntos	3 puntos
Consumo energético	[0- 5kWh/m ³]	[5.1 – 80 kWh/m ³]	[80.1 – 120 kWh/m ³]
Costo de instalación	[0 – 1.3 MUSD]	[1.4 – 2.7MUSD]	[2.8 – 4MUSD]
Área	[0 – 70 m ²]	[71- 140 m ²]	[141 – 200 m ²]
Tecnología	[Alto]	[medio]	[bajo]
Mantenimiento	[Alto]	[medio]	[bajo]

Para las características que se pueden cuantificar solo se definieron rangos y los valores fueron sacados de la bibliografía, para los que no son cuantificables se clasificaron en Alto, medio o bajo. Tecnología se clasificó según el avance y la implementación que se esté realizando de este proceso en la industria actualmente, y el mantenimiento se clasificó según la cantidad de mantenimiento predictivo y preventivo que necesiten los equipos, junto con la limpieza por la generación de residuos a diario.

Se seleccionarán los procesos con menor puntaje en la sumatoria de las características para llevarlos a la experimentación.

Tabla 3. Matriz de selección

	PROCESO PROPUESTO	CONSUMO DE ENERGIA	COSTO INSTALACION MUSD	AREA	TECNOLOGIA	MANTENIMIENTO	TOTAL
REGENERACIÓN	Operación cíclica	2 kW/m ³	0,1	21 m ²	BAJO	ALTO	
		1	1	1	3	3	9
	Resinas de regeneración térmica	1kWh/m ³	1,5	21 m ²	ALTO	ALTO	
		1	2	1	1	3	8
	Electroregeneración	0,7kWh/m ³	1,7	40 m ²	ALTO	MEDIO	
		1	2	2	1	2	8
RECHAZO OSMOSIS	Evaporación solar directa	0,4kWh/m ³	0,1	200 m ²	BAJO	BAJO	
		1	1	3	3	1	9
	Biosorción con planta de biomasa	2kWh/m ³	2,5	80 m ²	MEDIO	ALTO	
		1	2	2	2	3	10
	Destilación por membrana	20kWh/m ³	1,8	24 m ²	ALTO	ALTO	
		2	2	1	1	3	9
	Electrodialisis	8kWh/m ³	0,5	26 m ²	ALTO	ALTO	
		2	1	1	2	3	9
Sal- Proc	30kWh/m ³	4	100 m ²	ALTO	ALTO		
	2	3	2	2	3	12	
REGENERACIÓN + RECHAZO	Destilación flash multietapa MSF	120kWh/m ³	1,7	25 m ²	BAJO	ALTO	
		3	2	1	3	3	12
	Destilación multiefecto MED	5kWh/m ³	1,5	30 m ²	BAJO	ALTO	
		1	2	1	3	3	10
Compresión de vapor CV	8kWh/m ³	1,8	30 m ²	BAJO	ALTO		
	2	2	1	3	3	11	

Tabla 3 (Continuación)

	PROCESO PROPUESTO	CONSUMO DE ENERGIA	COSTO INSTALACION MUSD	AREA	TECNOLOGIA	MANTENIMIENTO	TOTAL
	Cristalización	12kWh/m ³	0,5	30 m ²	BAJO	ALTO	
		1	1	1	3	3	9
	Electrocoagulación	0,17kWh/m ³	0,1	8 m ²	ALTO	MEDIO	
		1	1	1	1	2	6
	Electro-oxidación	1kWh/m ³	0,1	12 m ²	ALTO	BAJO	
		1	1	1	1	1	5

4.3. SELECCIÓN

La matriz de selección se llevó a PepsiCo junto a una breve exposición de los procesos con los que se podrían tratar el agua de vertimiento para que cumpliera con el parámetro propuesto a verificar de la resolución 0631 del 2015.

Los procesos de electrocoagulación y electro-oxidación obtuvieron los menores valores en la sumatoria de las características. Así que son elegidas para la experimentación y serán las evaluadas durante el siguiente capítulo.

5. EVALUACIÓN DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS

Para la evaluación de los procesos seleccionados se realizará un diseño de experimentos donde se pueda determinar las variables y las condiciones para que la remoción de iones sea la más cercana al parámetro de 250ppm establecido por la Resolución 0631 del 2015. Al ser procesos de electrólisis las variables son similares así que la selección de los factores será conjunta y las pruebas se realizarán individualmente.

En la actualidad las tecnologías electroquímicas han alcanzado un buen uso y son comparadas con otras tecnologías por sus bajos costos y eficiencias altas.⁸⁴ La mayoría de procesos electroquímicos son usados para la remoción de metales y sólidos suspendidos en aguas residuales a tratar.

Para la electrocoagulación se busca desestabilizar las partículas contaminantes induciendo corriente eléctrica en el agua a través de metales solubles para la formación del efecto in situ que genera que las partículas que se desprenden del metal y las que reaccionan sobre él se unan y por diferenciales de densidad flocculen o se sedimenten.

Para este proceso se usa un reactor tipo batch muy simple, está formado por una celda electroquímica con un ánodo y un cátodo dispuestos en forma vertical. Y conectados a una fuente externa de corriente. El material anódico se corroe eléctricamente debido a la oxidación, mientras que el cátodo permanece pasivo.⁸⁵

Se recomienda que tenga más de dos electrodos, para que el aumento en área superficial incremente la reacción, así se usan celdas de electrodos monopolares en paralelo o conectadas en serie.⁸⁶

Con respecto al proceso de electro-oxidación (EO) se genera mediante el flujo de corriente una separación de partículas por las reacciones que pasan sobre los electrodos, en este caso los electrodos no son solubles, o se pueden combinar con uno soluble y otro inerte o semi-soluble. El electrodo soluble será el dador de electrones es decir el ánodo y será llamado electrodo de sacrificio, así sufrirá un desgaste en el proceso. También es conocido como oxidación anódica, puede ser directa o indirecta. En el primer paso el contaminante se oxida directamente mediante una reacción de transferencia de carga. Para la indirecta el

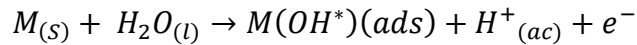
⁸⁴ POWER WATERS SYSTEMS . (2 de mayo de 2008). Obtenido de Power electrocoagulation sustentable technology for the future: www.powellwater.com/data/technical%20manual.pdf

⁸⁵ HOLT, P. B. (2005). The future for electrocoagulation as a localised water treatment technology. . *Chemosphere*, 355 - 367.

⁸⁶ ARANGO, Álvaro. (2005). La electrocoagulación: una alternativa para el tratamiento de aguas residuales . *Revista Lasallista de Investigación* , 49 - 56.

contaminante se oxida gracias a la acción de especies formadas durante la oxidación del agua en el ánodo (M) metal, dando lugar a radicales hidroxilos fisisorbidos y protones como se ve en la ecuación 4.

Ecuación 4. Reacción Oxidación



El ánodo puede ser de diferentes materiales y su naturaleza condiciona en gran medida la eficiencia del proceso. Los electrodos pueden ser activos o no activos. En los activos como Pt, RuO₂ o IrO₂ el potencial anódico sobrepasa al de formación de O₂ (E°=1,23V), los no activos pueden ser PbO₂, SnO₂ o de diamante dopado con boro (BDD). Son inactivos porque los radicales M(OH*) fisisorbidos permanecen estables lo que permite se disponibilidad para lograr la completa mineralización del contaminante.⁸⁷

5.1 DISEÑO DE EXPERIMENTOS

Para realizar y planear estudios de investigación es necesario involucrar análisis estadísticos, para esto la toma de datos debe ser una recolección amplia en donde proporcione la información necesaria para poder darle interpretación eficiente a los datos. La planeación adecuada de la toma de datos ayuda a proporcionar la información indicada, de manera sencilla, rápida y con una facilidad económica viable, en la planeación el investigado puede determinar los efectos de variables influyentes y la dependencia de ciertos factores.⁸⁸

El diseño de experimentos está conformado por:

- Planeación
- Análisis de la situación
- Identificación de factores
- Pre-experimentación
- Variables o factores críticos
- Niveles de los factores
- Tamaño del diseño
- Variables respuesta
- Experimentación

⁸⁷ BLANCO Alexandra,(2012). procesos electroquimicos de oxidacion avanzada aplicados a la recuperación de aguas contaminadas con el colorante azoico direct yellow-4. *trabajo de investigacion:agua,análisis interdisciplinario y gestion sostenible* . Barcelona, España: Universitat de Barcelona .

⁸⁸ KUEHL, R. O. (2011). *diseño de experimentos: principios estadísticos para el diseño y analisis de investigacion* . Mexico D.F.: 2 ed.

- Procedimiento estadístico

5.1.1 Planeación. En esta etapa se establecerá la metodología que organiza el desarrollo del experimento, el objetivo específico de la experimentación es determinar si la elección de los métodos fue acertada, se medirá la concentración de cloruros, aparte se verificará experimentalmente los datos dados por la teoría o los recursos bibliográficos.

Para saber que variables serán analizadas se encontró que los valores que influyen en el proceso dependen de la distancia entre los electrodos, el pH, la densidad de la corriente, el tiempo de retención, la selección de electrodo de sacrificio, tamaño de la placa y número de electrodos. Con la pre-experimentación se seleccionará los factores más importantes y si es conveniente hacer el diseño de experimento para ambos métodos o si se descarta uno de ellos. Luego se escoger los factores se seleccionaran los niveles con criterios bibliográficos, con tres réplicas, se cuenta con un equipo de electrocoagulación y electro-oxidación de Blue Technology y la concentración de cloruros se harán bajo la misma normativa en la que se realizó el diagnóstico con el método de Morh, para el análisis se los datos debo reconocer algunas posibles fuentes de error.

5.1.2. Análisis de la situación. Los procesos electrolíticos en la actualidad se utiliza para el tratamiento de aguas residuales de varias industrias, se ha llegado a textos bibliográficos en donde operan estas celdas para el tratamiento en la industria de papas fritas, al igual se cuentas con textos para el diseño del proceso, pero si es reducido el material de búsqueda de uso específico para la eliminación de iones cloruros con este método, así que con esta información se hallarán los niveles adecuados y se llevará a cabo la experimentación para determinar en qué parte de la PTAR tiene mayor desempeño y bajo qué condiciones.

5.1.3. Factores de los procesos. Los procesos electrolíticos tiene varios factores que influyen en el desarrollo y los resultados del tratamiento, para elegir los factores que serán incluidos en el diseño factorial se realizará el pre- experimento y también se le dará importancia a las fuentes de información, heurística y experiencia que se tenga sobre cómo estos factores influyen en el comportamiento del proceso. Entre estos factores se encuentran:

5.1.3.1 Efecto del pH. Se refleja en la eficiencia de la corriente y se relaciona con la disolución de hidróxido del metal, la mejor remoción se observa en pH cercanos a 7. Sin embargo a este pH se aumenta el consumo de energía debido a las variaciones de la conductividad.⁸⁹ Tanto el pH inicial como la elevación del pH dentro de la electrocoagulación afecta la solubilidad del contaminante y su remoción, esta variación es dependiente del material de los electrodos y del pH inicial del agua a tratar.⁹⁰ El aumento del pH en condición ácida se debe a la formación de hidrógeno en el cátodo, junto con la formación de $Al(OH)_3$, y la tendencia a que disminuya puede ser generada por la liberación de iones hidrógeno en el ánodo y el desprendimiento de oxígeno.⁹¹

5.1.3.2 Efecto de la densidad de corriente. En los procesos electroquímicos, la densidad de la corriente es el parámetro de operación más importante; debido a que el suministro de corriente al sistema determina la cantidad de iones metálicos liberados por los electrodos.⁹²

El aumento de la densidad de corriente, aumenta la remoción del contaminante y se genera un mezclado por las burbujas que se van formando, así mismo aumenta la disolución del ánodo generando así mayor cantidad de espuma o lodo. Sin embargo el aumento de la densidad de corriente no puede ser exagerado, parte de la energía eléctrica no es utilizada en la remoción del contaminante pero si se transforma en energía térmica disminuyendo así la eficiencia de remoción.^{93 94}

⁸⁹ Op. Cit. ARANGO, Álvaro. (2005). La electrocoagulación: una alternativa para el tratamiento de aguas residuales. *Revista Lasallista de Investigación*, 49 - 56.

⁹⁰ ABRIL Dibar, L. A. (2009). Ingeniería básica de una planta a escala piloto para el tratamiento de agua residuales en la empresa quimaplac Ltda. mediante el método de electrocoagulación. *Proyecto de grado para optar al título de Ingeniero Químico*. Bogotá, Colombia: Universidad de América.

⁹¹ Op. Cit. KOYBA M, H. H. (2006). Treatment of potato chips manufacturing wastewater by electrocoagulation. *desalination*, 201 - 211.

⁹² Op. Cit. ABRIL Dibar, L. A. (2009). Ingeniería básica de una planta a escala piloto para el tratamiento de agua residuales en la empresa quimaplac Ltda. mediante el método de electrocoagulación. *Proyecto de grado para optar al título de Ingeniero Químico*. Bogotá, Colombia: Universidad de América.

⁹³ Ibid

⁹⁴ Op. Cit. ARANGO, Álvaro. (2005). La electrocoagulación: una alternativa para el tratamiento de aguas residuales. *Revista Lasallista de Investigación*, 49 - 56.

5.1.3.3 Conductividad eléctrica. Al incrementar la conductividad eléctrica de la solución se aumenta la densidad de la corriente, al mantener el voltaje y la densidad de corriente constantes y aumentar la conductibilidad de la solución se genera una disminución de voltaje aplicado.

Cuando el proceso de electrocoagulación busca la remoción de sólidos en suspensión, metales pesados, dureza, materia orgánica se adicionan sales que brinde electrolitos al sistema tales como cloruro de sodio, cloruro de calcio, nitrato de sodio entre otros.

Iones agresivos como Cl^- F^- I^- contribuyen al picado, rompimiento y remoción de la capa pasivante formada por los electrodos en zonas de alta densidad de corriente.⁹⁵

5.1.3.4 Efecto de la Temperatura. Este efecto tiene variación en la eficiencia en la corriente aumenta hasta los 60°C punto donde se hace máxima y luego disminuye, esto ocurre debido a que el aumento de la temperatura genera un incremento en la actividad de destrucción de la película pasivante de la superficie del electrodo.⁹⁶

5.1.3.5 Efecto de la concentración inicial del contaminante. La sal aumenta la conductividad del agua residual, se ha encontrado que la presencia de iones cloruro pueden reducir los efectos adversos de iones como HCO_3^- y SO_4^- pues la presencia de iones carbonatos o sulfatos pueden conducir a la precipitación de Ca^{++} y Mg^{++} produciendo una capa insoluble depositada sobre los electrodos, haciendo que aumente el potencial entre los electrodos decreciendo así la eficiencia de la corriente.⁹⁷

5.1.3.6 Tiempo de retención. Es un parámetro que define la cantidad del electrodo disuelto en una determinada densidad de corriente, a mayor tiempo de electrocoagulación mayor será la cantidad de electrodo disuelto.

Un mayor tiempo de retención asegura el contacto y la interacción entre las especies presentes en la solución.⁹⁸

⁹⁵ Op. Cit. ARANGO, Álvaro. (2005). La electrocoagulación: una alternativa para el tratamiento de aguas residuales. *Revista Lasallista de Investigación*, 49 - 56.

⁹⁶ Ibid

⁹⁷ Op. Cit. KOYBA M, H. H. (2006). Treatment of potato chips manufacturing wastewater by electrocoagulation. *desalination*, 201 - 211.

⁹⁸ Ibid

5.1.3.7 Efecto de la Agitación. El aumento de la agitación se mejora variables como la remoción de iones metálicos, se promueve el contacto entre dichos iones y los diferentes complejos e hidroxilos formados en el área de contacto del electrodo.⁹⁹

5.1.4 Pre-experimentación. Esta etapa se realizó en el laboratorio de Blue Techonology una empresa encargada de desarrollar procesos para el tratamiento de aguas residuales, se tomaron 4 muestras en diferentes puntos de la PTAR: rechazo a alta eficiencia de la osmosis, una mezcla entre el rechazo y la regeneración de las resinas, el agua antes de los suavizadores y antes de la entrada a la osmosis inversa. Se quiere saber con cuál de estas concentraciones trabaja mejor el proceso de electrocoagulación o electro oxidación y que variables se van a seleccionar.

Se cuenta con un regulador rectificador de corriente marca Motorola, phmetro HACH modelo HQ 11d, conductímetro HACH modelo HQ 14d, espectrofotómetro modelo DR2800, placas de aluminio y hierro de 7 x 6 cm, la celda tiene capacidad de 400 ml. En la Fotografía 1 se ve el montaje del experimento, al lado izquierdo se encuentra el rectificador conectado a la celda.

Fotografía 1. Montaje de electrocoagulación



Fuente: Instalaciones Blue Techonology

La experimentación se realizó desde el día 15 de Abril del 2016, se comenzó con la que se esperaba tener mejores resultados por su gran contenido de iones cloruros, la muestra de la mezcla entre la regeneración y el rechazo, en la tabla 14 se ve la concentración al inicio y al final de la prueba, con esta prueba se varió el tiempo de retención y el tiempo de decantación. Luego se hizo la del rechazo a la

⁹⁹ Op. Cit. ARANGO, Álvaro. (2005). La electrocoagulación: una alternativa para le tratamiento de aguas residuales . *Revista Lasallista de Investigación* , 49 - 56.

cual se le adicionó un polímero para ver como disminuía el tiempo de decantación, para la tercera prueba se varió el tiempo de retención y la concentración de cloruro en el agua, por naturaleza al tiempo se varia la conductibilidad de la solución.

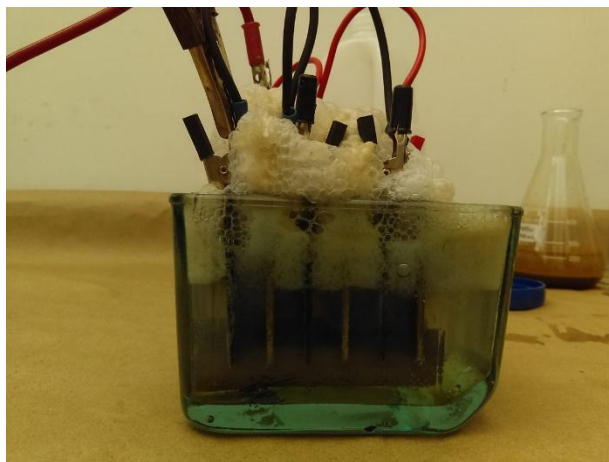
Tabla 4. Resultados pre- experimentación electrocoagulación tipo bach.

Punto de la muestra	Antes del proceso		Después del proceso		% rem
	Cl- ppm	conductividad $\mu\text{s}/\text{cm}$	Cl- ppm	conductividad $\mu\text{s}/\text{cm}$	
Rechazo	524	4010	397	4100	24%
Antes de los suavizadores	255	1519	219	1268	14%
Mezcla 1	7090	12580	4892	11780	31%
Mezcla 2	7090	12580	6026	12160	15%

La mezcla está compuesta por 1500 ml del agua de rechazo de la osmosis sin diluir + 500 ml de la regeneración. Con la mezcla 1 se realizó la prueba durante 10 min. Y se dejó decantar por un periodo de 24 horas, para la mezcla 2 el tiempo de retención fue de 5min y se dejó decantar 20 min. Se puede ver que a mayor tiempo mayor es el % de remoción pero ninguna de las muestras cumple aun con la normativa.

En la Fotografía 2 se observa la reacción que se da en la celda y la formación de espuma o lodo.

Fotografía 2. Reacción electrocoagulación mezcla



Fuente: Instalaciones Blue Techonology

Luego de dejar reposar la reacción de la celda se puede determinar cuánto sale de lodo por cada 100 ml de agua tratada, en la Fotografía 3 se muestra la diferencia en tiempo de la sedimentación, en la probeta de la izquierda se ve que los sólidos

se sedimentaron y tomaron un color azul oscuro, esta probeta se dejó sedimentar durante 24 horas, al otro lado está la floculación generada en solo 10 min de reposo.

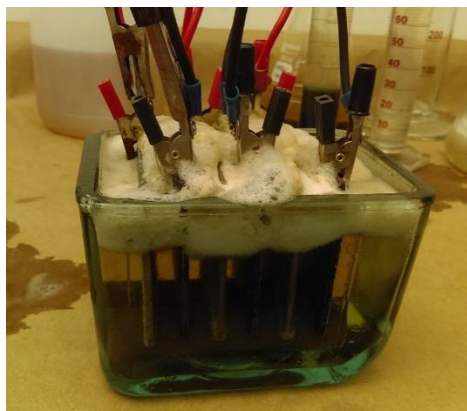
Fotografía 3.Sedimentación y floculación del lodo



Fuente: Instalaciones Blue Techonology

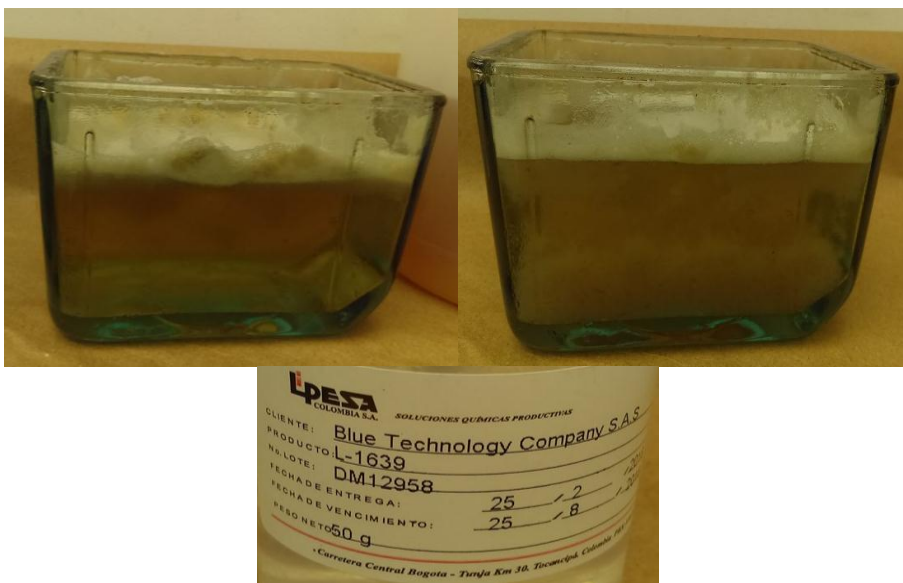
Para la muestra del rechazo el proceso tuvo un tiempo de retención de 5min, y se le adiciono un polímero para observar en cuanto disminuía el tiempo de sedimentación. En la Fotografía 4 se puede ver que la producción de lodos no es igual a la reacción que se da con la mezcla. En la Fotografía 5 se puede ver cómo cambia la sedimentación del lodo con y sin polímero.

Fotografía 4.Reacción de electrocoagulación con el rechazo



Fuente: Instalaciones Blue Techonology

Fotografía 5.Reacción de electrocoagulación con el rechazo



Fuente: Instalaciones Blue Techonology

Para la muestra de antes de los suavizadores, el tiempo de retención fue de 10min, la concentración de iones cloruro es baja, a esta muestra se le hizo análisis de dureza. En la Fotografía 6 se muestra como los lodos en esta reacción no llegan a formar espumas que salen de la superficie de la celda, y se ve que la reacción es pasiva.

Fotografía 6.Reacción muestra antes de los suavizadores

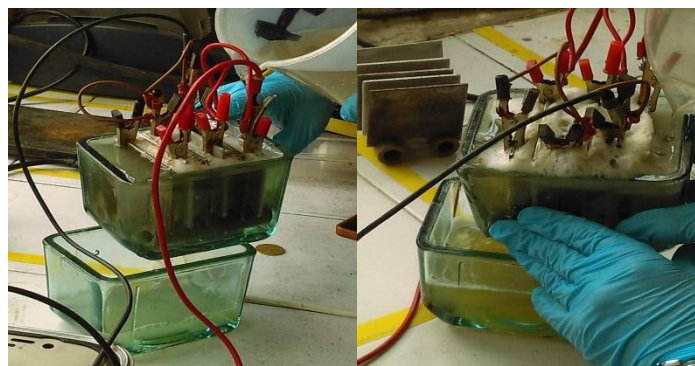


Fuente: Instalaciones Blue Techonology

Para la muestra de antes de la osmosis inversa los resultados fueron los mismos al inicio que al final lo que indico que concentraciones por debajo de las 200ppm el procesos de electrocoagulación no funciona.

Luego se simulo un proceso continuo con diferentes muestras, se hizo en las instalaciones de PepsiCo el 27 de Abril del 2016, los datos se organizaron en la tabla 5. En la Fotografía 7 se ve cómo se realizó la simulación, a la izquierda se ve el comienzo del proceso y a la derecha se ve cómo se va desplazando el lodo junto con el agua a lo que sería la fase de sedimentación.

Fotografía 7.Simulación proceso continuo



Fuente: Instalaciones PepsiCo (Funza)

La tabla 5 registra los resultados y el porcentaje de remoción de esta experimentación, se observa que a concentraciones inferiores a 500 ppm el porcentaje de remoción es de 5 al 12%, a diferencia de altas concentraciones superiores a las 10000 ppm las remociones llegan al 88%. Se ve que el proceso de forma continua disminuye la eficiencia para reacciones con bajas concentraciones de iones cloruros (< 500 ppm), y la remoción en altas concentraciones aumenta de 31% a 88%.

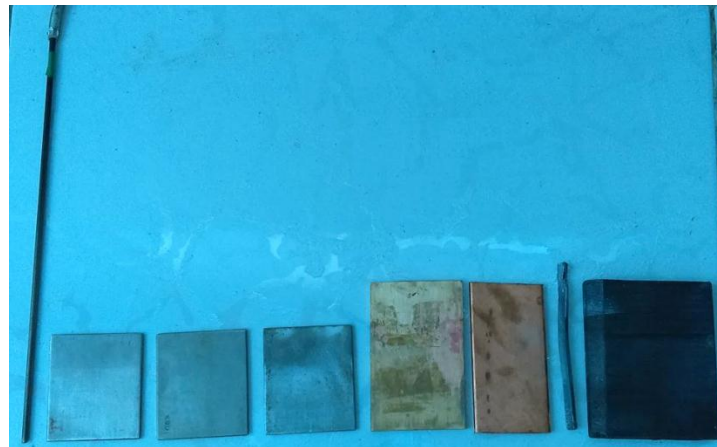
Tabla 5.Datos Electrocoagulación continuo.

Parámetro	Antes del tratamiento			Después del tratamiento		
	Antes de los suavizadores	Rechazo	Regeneración	Antes de los suavizadores	Rechazo	Regeneración
CONDUCTIVIDAD $\mu\text{s}/\text{CM}$	1703	5070	31000	1404	5140	24000
Ph	7.66	8.35	6.87	8.6	9.73	4.63
Sst (ppm)	0.0	7.0	0	26	100	224
Turbidez (ntu)	0.41	0.64	0.85	29.3	46.4	232
Color (upc)	149	660	100	149	660	100
Tiempo (min)	5	4	3	-	-	-
Concentración de cloruro	141	482	10138	134	425	1134
Dureza	415	105	1150	215	102	1300
% De remoción	-	-	-	5%	12%	88%

Luego se evaluó el material de los electrodos, para la electrocoagulación tanto el ánodo como el cátodo será electrodos solubles por esto es que se produce el efecto in situ y la formación de coagulo, para la electro-oxidación se busca que los electrodos sean inertes pero la reacción de electrolisis tendrá un material (metal) que se reduce o aporta los electrones para que la reacción de oxidación del cloro sede, por esto se hace la evaluación del comportamiento de diferentes metales para la remoción de iones cloruro. También se evaluara una mejora al método de EO que recibe el nombre de electro-oxidación avanzada en la que se adiciona peróxido de hidrogeno para aumentar la oxidación.

La Fotografía 8 muestra los electrodos usados, en orden de izquierda a derecha las dimensiones son: titanio y se realizaron los experimentos con una barra de titanio de 27 cm de largo y 4 mm de diámetro, acero inoxidable en placas 7cm de largo, 6 de ancho y 3mm de espesor , aluminio en placas 7cm de largo y 6 de ancho 3mm de espesor, hierro en placas de 7 cm de largo, 6 cm de ancho y 3mm de espesor, cobre en placas de 10 cm de largo, 5cm de ancho y 5 mm de espesor , bronce latón de 10cm de largo, 6,4 cm de ancho y 6mm de espesor, estaño en barra de 11 cm de largo y 7 de espesor, y grafito en placa de 10.5 cm de largo, 8.5 cm de ancho y 1.4 cm de espesor.

Fotografía 8. Electrodos evaluados



Fuente: Instalaciones Blue Techonology

Los experimentos se registraron en la tabla 4, el agua que se usa fue tomada de la mezcla que sale a verter, sin embargo esta agua no tiene la concentración del 70% de eficiencia de osmosis inversa. La concentración de iones cloruros al inicio es de 1070 ppm.

Tabla 6.Evaluación de procesos

# Ex	Proceso	Ánodo	Cátodo	Tiempo (min)	Amperaje (Amperi)	Voltaje (Voltio)	[Cl] inicial	[Cl] final	% Remoción	Observaciones
1	EO	Acero	Grafito	11	38	10.40	1070	1070	0%	Se ve un aumento de temperatura, el amperaje disminuye, la espuma generada es de color café
2	EC	Aluminio	Hierro	5	22	23	1070	1000	7%	Se genera una reacción exotérmica, el color del agua desaparece, se forma espuma blanca.
3	EC	Aluminio	Hierro	2	7	10.28	1070	1000	7%	La solución se aclara
4	EO	Titanio	Grafito	5	14	10.44	1070	1070	0%	No se reacción en el electrodo, poca formación de espuma.
5	EO	Titanio	Titanio	20	11	10.20	1070	1070	0%	La solución toma un color blanco.
6	EO	Bronce latón	Grafito	5	5	3.3	1070	950	11%	Se ve formación de burbujas y mucha espuma

Tabla 6. (Continuación)

# Ex	Proceso	Ánodo	Cátodo	Tiempo (min)	Amperaje (Amperi)	Voltaje (Voltio)	[Cl ⁻] inicial	[Cl ⁻] final	% Remoción	Observaciones
7	EO	Grafito	Bronce latón	5	5	4.46	1070	1000	7%	Formación precipitados, sólidos coloidales
8	EO	Bronce latón	Grafito	10	10	5.14	1000	780	22%	Formación de sólidos coloidales.
9	EO	Cobre	Titanio	10	3	4.1	1070	890	17%	Formación mucho sólido coloidal, el ánodo cambia de color, la solución se torna verde, después de filtrar la solución clarifica.
10	EO	Titanio	Cobre	10	5	6.75	1070	1000	7%	Coloración verde en la solución.
11	EO	Aluminio	Grafito	5	5	2.62	1070	890	17%	Floculación de sólidos generados en la reacción del ánodo.

Tabla 6. (Continuación)

# Ex	Proceso	Ánodo	Cátodo	Tiempo (min)	Amperaje (Amperi)	Voltaje (Voltio)	[Cl ⁻] inicial	[Cl ⁻] final	% Remoción	Observaciones
12	EO	Bronce	Aluminio	10	10	7.65	1070	810	24%	El amperaje disminuye hasta 3 Amperios, la solución tiene una tonalidad verde, hay presencia de solidos coloidales, luego de filtrar clarifica.
13	EO	Bronce	Aluminio	5	10	3.9	1070	930	13%	El amperaje disminuye, no se forman solidos coloidales ni espuma.
14	EO	Bronce	Aluminio	10	10	3.9	1070	860	20%	Se forma una delgada capa de espuma.
15	EO	Aluminio	Bronce	10	10	4.6	1070	940	12%	El agua se clarifica, se produce espuma.
16	EO	Estaño 30/70	Titanio	5	10	10.31	1070	820	23%	La solución toma una coloración blancuzca.

Tabla 6. (Continuación)

# Ex	Proceso	Ánodo	Cátodo	Tiempo (min)	Amperaje (Amperi)	Voltaje (Voltio)	[Cl ⁻] inicial	[Cl ⁻] final	% Remoción	Observaciones
17	EC	Aluminio	Hierro	5	2	10.28	820	770	6%	Se genera una reacción exotérmica, la tonalidad de la solución disminuye.
18	EO	Estaño 30/70	Titanio	10	2	10.30	1070	850	21%	Formación de sólidos coloidales, tonalidad blanca en la solución.
19	EO	Estaño 60/40	Titanio	5	4	6.31	1070	570	47%	Formación de espuma, tonalidad blanca en la solución.
20	EO	Bronce	Grafito	2	3	6	570	570	0%	Se aclara el agua pero se aumenta la concentración de cloruros.
21	EO (industrial 70% doméstica 30%)	Estaño 60/40	Titanio	10	1	10.45	740	400	46%	Reacción exotérmica, generación de mucho sólido.

Tabla 6. (Continuación)

# Ex	Proceso	Ánodo	Cátodo	Tiempo (min)	Amperaje (Amperi)	Voltaje (Voltio)	[Cl ⁻] inicial	[Cl ⁻] final	% Remoción	Observaciones
22	EO Avanzad (2% peróxido) disolución	Estaño 60/40	Titanio	7	1	10.43	510	420	18%	Generación de mucha espuma, la reacción sigue después de extraer los electrodos de la solución.
23	EO Avanzad (2% peróxido)	Hierro	Aluminio	10	5	4.20	1070	900	16%	Desprendimiento de hierro en la solución, el agua clarifica, la reacción es exotérmica
24	EO	Estaño 60/40	Titanio	10	9	10.67	1070	850	21%	Con la agitación se aumenta el amperaje, reacción exotérmica
25	EO	Estaño 60/40	Titanio	20	15	10.67	1070	580	46%	Formación de sólidos fáciles de precipitar, reacción exotérmica, aumento de amperaje.

Tabla 6. (Continuación)

# Ex	Proceso	Ánodo	Cátodo	Tiempo (min)	Amperaje (Amperi)	Voltaje (Voltio)	[Cl ⁻] inicial	[Cl ⁻] final	% Remoción	Observaciones
26	EO avanzad (3% peróxido)	Titanio	Titanio	10	6	10.65	580	580	0%	Se ve formación de burbujas y espuma.
27	EO	Plomo	Titanio	10	6	3.96	1070	660	38%	Formación solido coloidal, espuma naranja.
28	EO	Plomo	Titanio	20	6	3.96	1070	570	47%	El amperaje disminuye, la formación de espuma se incrementa con el tiempo.
29	EO	Plomo	Titanio	5	3	3	1070	780	27%	No se ve reacción sobre el electrodo
30	EO	Plomo	Titanio	10	3	3	1070	700	35%	Formación de poca espuma
31	EO	Plomo	Titanio	10	10	7.2	1070	640	40%	Mucha espuma naranja y solidos
32	EO	Plomo	Titanio	20	2	6.70	1070	580	46%	Espuma espesa naranja y café
33	EO	Bronce fosforado	Titanio	20	4	10.18	1070	760	29%	Clarificación del agua

Mediante los 33 pre-experimentos que se realizaron se buscaba cambiar aleatoriamente las variables para encontrar cuál de ellas tiene efectos significativos en la variable respuesta, para esto se analiza el % de remoción, el porcentaje mayor es de 47% usando como ánodo el estaño y cátodo el titanio durante 5 minutos.

Para los electrodos de aluminio y hierro (EC) se encontró que cambiar la densidad de corriente afecta la variable respuesta, si se compara el experimento 1 con el 11 se ve que al primero el amperaje llegó a 38 A y el segundo a 5 A teniendo mayor remoción a baja densidad de corriente. En el 2 y 3 se ve que menos de 5 min no se produce reacción así se establece que el tiempo mínimo de reacción es de 5 min. Al bajar concentración inicial la remoción disminuye.

Cuando se colocan dos electrodos inertes como en el experimento 4 y 5 no hay nada de remoción, en los experimentos 6, 7, 8 se usó el bronce latón, se define el bronce como ánodo, al contrario la remoción es mínima y se varía el tiempo, a mayor tiempo mayor remoción. Con el cobre como ánodo se ve mayor remoción (17%) que como cátodo (7%).

Luego se combinaron los electrodos para que ambos fueran solubles, al tener el bronce como ánodo y aluminio como cátodo se varió el tiempo de retención se tiene que a mayor tiempo la remoción aumenta, en 5 min (13%) en 10 min (24%), luego se varía el voltaje para un voltaje de 7V la remoción es de 24% y 3V la remoción es de 20%. Luego se invierten los electrodos pero la remoción disminuye al 12%.

Con ánodo de estaño 30/70 se varió el tiempo entre los experimentos 16 y 18 a menor tiempo mayor remoción, a 5 min la remoción es de 23% a 10 min es de 21%.

Con el ánodo de estaño 60/40 se obtuvieron los más altos resultados de remoción, en cuanto al tiempo el comportamiento no es lineal a 5 min (47%) a 10 min (21%) a 20 min (46%), cuando se mezcla el agua industrial residual con la doméstica la concentración inicial disminuye la remoción es de 46%.

El 47% de remoción, que es el resultado más alto se logra llegar a 570 ppm aún no se cumple con la normativa, se necesita otra etapa u otro proceso.

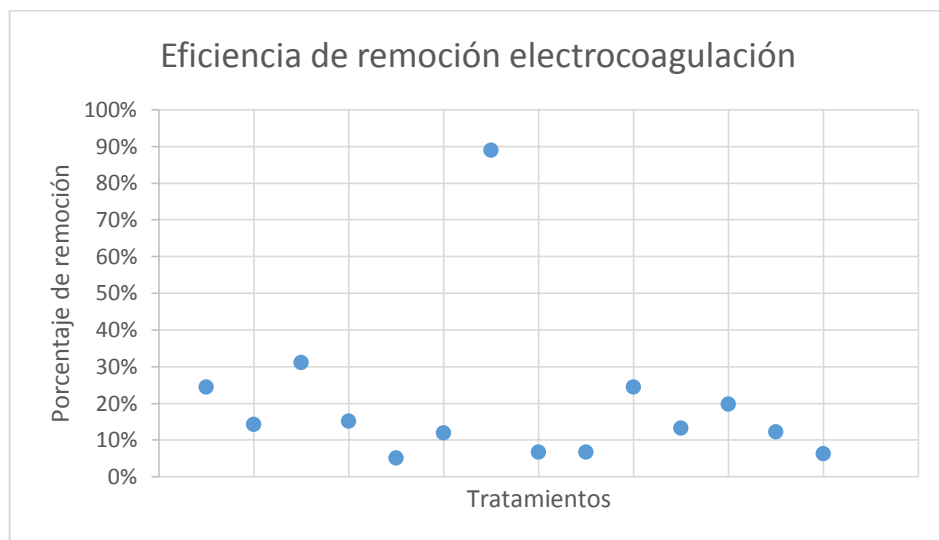
Una de las opciones es pasar el permeado del electro-oxidación por un proceso de ozonización, se esperó el equipo durante 3 semanas, lo que hace resaltar que las experimentaciones siguen en marcha esperando que llegue este equipo a las instalaciones de Blue Technology, al igual que se espera un electrodo de platino para hacer la experimentación.

5.1.5 Resultados de pre- experimentación. A cada experimento se le calculó la eficiencia de remoción y con ellas se hicieron las gráficas. La eficiencia se calculó como se muestra en la ecuación 5.

Ecuación 5. Porcentaje de remoción

$$\% \text{ Remocion} = \frac{\text{Concentracion Inicial} - \text{concentracion final}}{\text{concentracion inicial}} * 100$$

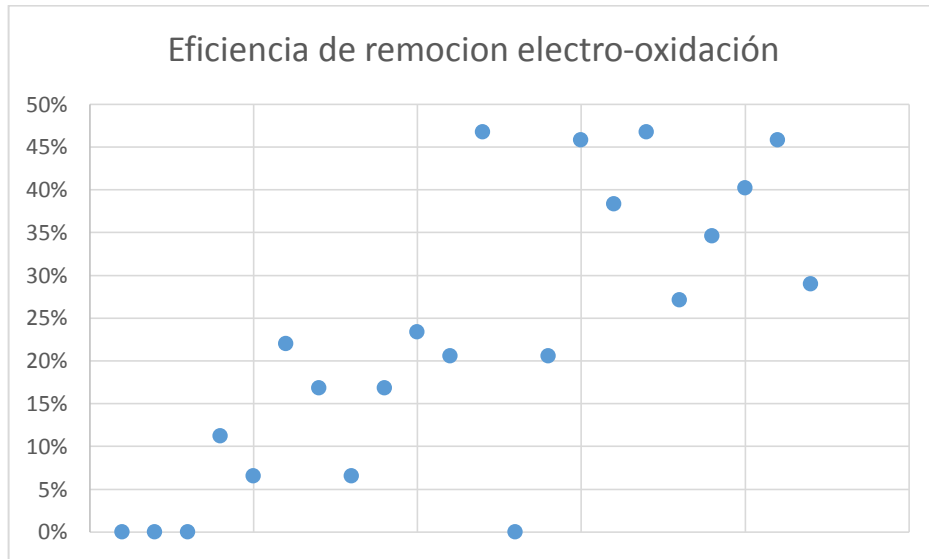
Grafica 3. Eficiencia de remoción EC



En la gráfica 3 se puede ver que con electrocoagulación se puede llegar a 89% de remoción con las condiciones del tratamiento número 7, a concentraciones superiores a los 1000 ppm de iones cloruro esas condiciones se llevaran a la experimentación.

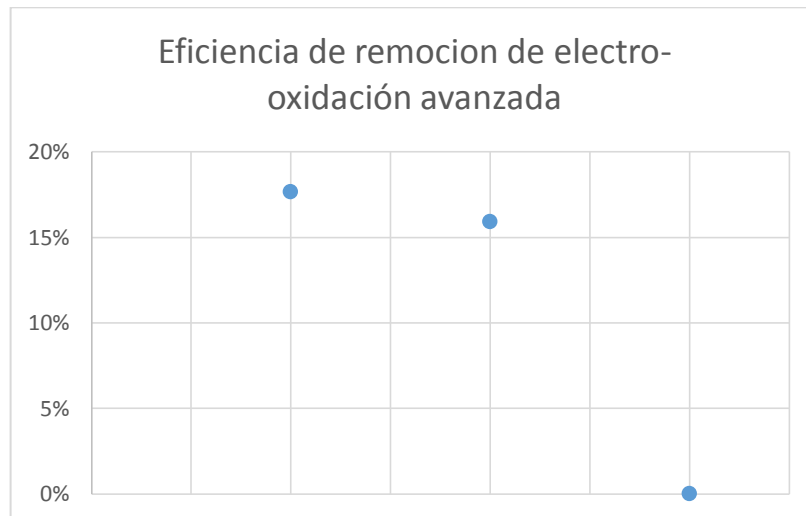
Se llegó a una eficiencia de 88% al tratar el agua que sale de la regeneración de las resinas con una concentración superior a los 7000 ppm, para concentraciones menores de 1000 a 200 ppm, no se supera una eficiencia de remoción del 30%.

Grafica 4.Eficiencia remoción EO



Con este proceso la eficiencia con concentraciones de 1000 a 200 ppm se llega a 47% de remoción con los electrodos de titanio, estaño.

Grafica 5.Eficiencias de remoción EO avanzada



Este proceso es igual al de electro-oxidación pero se le denomina avanzada porque hay una adición de peróxido al 50% de concentración, se esperaba que la oxidación diera mejor y aumentara la remoción pero no se observó así, no se realizan más experimentos para no tener que llevar a la industria un proceso que necesita de químicos adicionales en grandes cantidades, la remoción máxima fue de 16% a concentraciones de 1000 ppm.

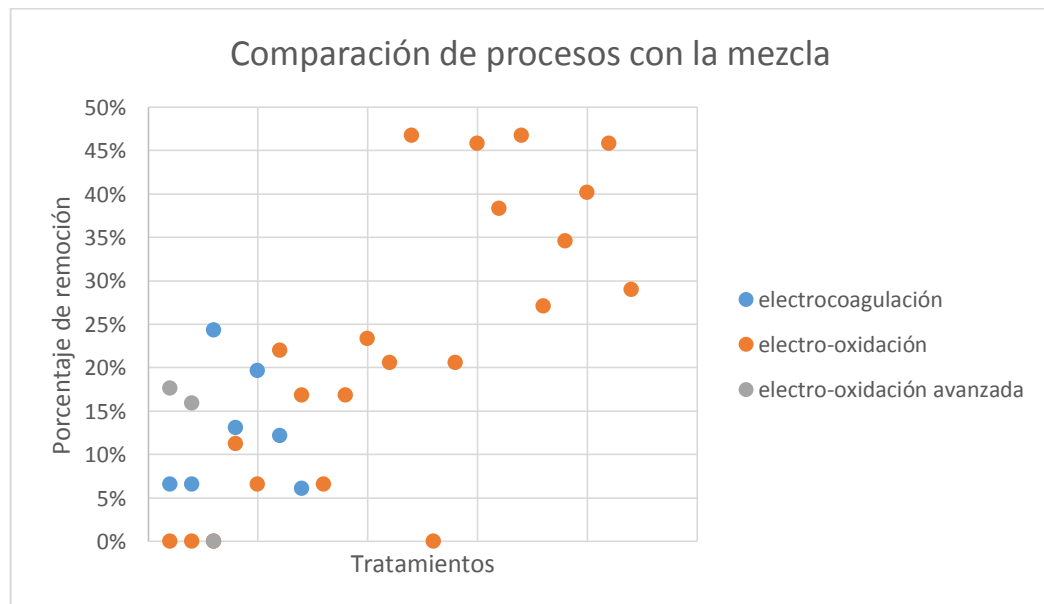
En general las principales observaciones y deducciones de esta pre-experimentación se describen a continuación:

- La reacción generada sobre los electrodos hace que haya una agitación espontanea por el desprendimiento y ascenso de los gases formados.
- Hay generación de gases debido a la electrolisis del agua y la oxidación el cloruro en la superficie de los electrodos.
- Clarificación del agua.
- Formación de espuma o lodos, floculantes y solidos sedimentados según la clase de electrodo.
- Cambio del pH después del proceso.
- Mayor remoción con agitación.
- El cambio en densidad de la corriente no representa cambio significativo en la remoción.
- Metales más electronegativos reaccionaron mejor.

Como la remoción de iones cloruro con ninguno de los tres métodos cumple con la norma establecida de 250 ppm, se verifica que el uso de un solo proceso no es suficiente, puede que al realizar más etapas se llegue al objetivo o al implementar un proceso de pulido, por lo tanto la fase de experimentación para el diseño de experimentos se realizara con el proceso que obtuvo mejores resultados en la mezcla a verter (rechazo + regeneración), con la que se realizó los pre-experimentos de la tabla 7.

Para esto se tiene la gráfica 6 en la que se comparan los tres procesos bajo la misma condición de concentración.

Grafica 6. Comparación de procesos con mezcla



En la gráfica 6 se evidencia que la electro-oxidación con los puntos naranjas son las mayores remociones y supera por más del doble la remoción que con los otros procesos a la misma concentración de 1070 ppm de iones cloruro.

Se lleva al diseño de experimentos los dos valores más altos en porcentaje de remoción que corresponden a electrocoagulación donde se variaran la concentración y el tiempo de retención, y electro-oxidación variando tiempo y pH.

5.1.6 Variables o factores críticos. De acuerdo a lo observado en la pre-experimentación se establecen como variables críticas del proceso de electro-oxidación las siguientes:

- pH: La variación en este valor arroja los resultados de la estabilidad del metal en un medio determinado, sobre el electrodo el electrolito está generando reacciones con sus constituyentes H⁺ y OH⁻. Existe diagramas donde se varia el equilibrio metal-solución acuosa relacionados con el pH, estos son llamados diagramas de Pourbaix y están hechos con una solución de agua a 25°C. Lo que se pretende es determinar el comportamiento del metal que aporta los electrones con las características especiales del agua a tratar.
- Tiempo de retención (min): Es un parámetro clave para determinar consumos energéticos, modos de operación, y llegar al equilibrio de la reacción.
- Concentración (ppm): A mayor cantidad de iones disueltos en la solución mayor conductividad se tiene y mejor será la transferencia de electrones en la interface (electrodo-solución).

5.1.7 Niveles de los factores críticos. Los niveles elegidos para la experimentación se sacaron de celdas industriales (tratamiento de agua en papas fritas, galvanización, minería) para el tratamiento de aguas residuales que funcionan en diferentes sectores, en la tabla 17 se muestran los niveles inferiores y superiores elegidos.

Tabla 7. Niveles para la experimentación

Niveles EO		
Factor	Inferior	Superior
Tiempo de retención (min)	5	10
pH	4	10
Niveles EC		
Factor	Inferior	Superior
Tiempo de retención (min)	5	10
[Cl ⁻] ₀	7090	10138

5.1.8 Tamaño del diseño. Para poder evaluar los factores que afectan un proceso de electrolisis se pueden analizar las 7 variables anteriormente nombradas, teóricamente no está establecido un comportamiento usual en las celdas, al sumergir un metal en un electrolito se establece un equilibrio dinámico de óxido-reducción y al mismo tiempo un diferencial de potencial eléctrico en el electrodo, así que todas estas reacciones que se dan entre el metal y los iones metálicos, suceden al tiempo y llegan a su equilibrio en condiciones distintas.

Para saber si los efectos de cada factor incluyen en la variable respuesta se deben analizar individualmente y entre ellos, para esto el análisis que se realiza entre tratamientos debe combinar las posibilidades de que cada factor tenga una influencia al cambiar el otro, esta clase de análisis estadístico se le denomina diseño factorial.

En este trabajo se analizarán los factores tiempo y pH para a EO, y el tiempo de retención y la concentración inicial de iones cloruro para la EC, por lo tanto se realizaron 4 combinaciones de tratamientos del diseño factorial $2^2=2 \times 2$. La representación de la tabla 18 muestra como A el factor tiempo y B el factor pH mostrando “-” como el nivel inferior y “+” para el nivel superior para la EO. Para la EC se tiene lo mismo el único cambio es que B representa la concentración inicial de iones cloruro.

Tabla 8. Tratamientos del diseño factorial

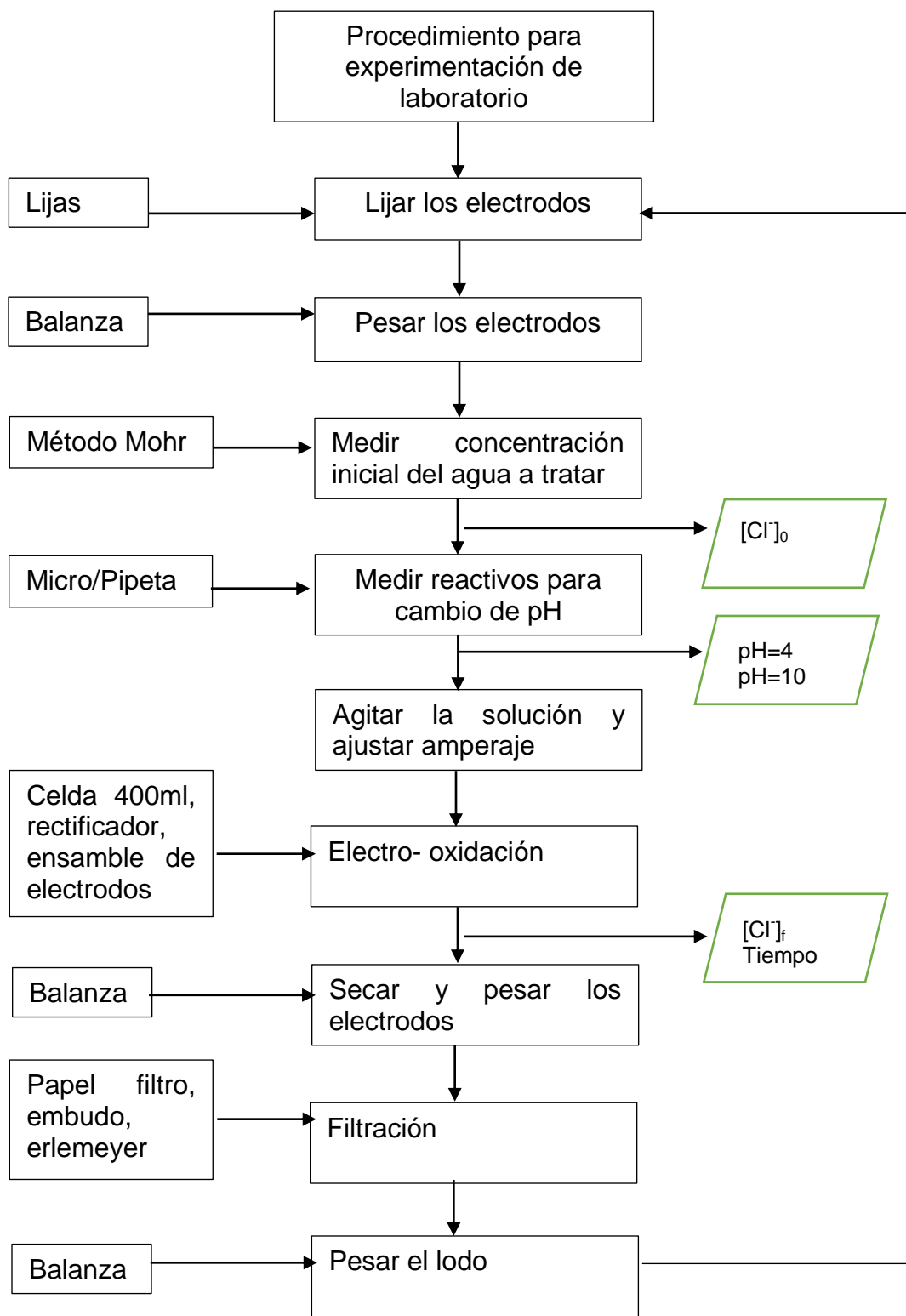
tratamiento	factores	
	A	B
1	-	-
2	+	-
3	-	+
4	+	+

5.1.9 Variable respuesta. Se estable en la eficiencia de remoción de iones cloruro o disminución en la concentración que se tenga como resultado en el agua después de tratada por el proceso.

5.1.10 Desarrollo experimental. La experimentación se realizó con los mismos instrumentos que la pre-experimentación, la medición de la variable respuesta sigue sujeta a la norma técnica especificada con anterioridad, se fijaron las siguientes variables por la observación del comportamiento del pre-experimento, cátodo titanio y como ánodo estaño 60% y 40%, amperaje de 3 Am, voltaje de 10.30 V, para la EO. Para la EC se usaron como ánodo el aluminio y cátodo el hierro, a 7Am, 10.30 V.

La metodología del experimento se realizó con los elementos y procedimientos descritos en la siguiente flujograma:

Flujograma 1. Metodología de experimentación



5.1.11 Registro de resultados. Los datos fueron registrados en las siguientes tablas, se registra como variable respuesta los resultados de la concentración final. Los datos de los pesos del electrodo antes y después del tratamiento, junto con los pesos de los lodos.

Tabla 9. Resultados diseño factorial EO

Tratamientos	Réplica 1 ppm	Réplica 2 ppm	Réplica 3 ppm
1	900	879	790
2	957	766	900
3	808	751	780
4	723	680	700

Tabla 10. Resultados diseño factorial EC

Tratamientos	Réplica 1
1	1134
2	1022
3	6026
4	4892

5.1.12 Modelo estadístico Se utilizó como herramienta para el análisis de datos el Software Minitab ® Versión 17 con el que se desarrolló el diseño factorial con dos niveles dos factores, con el fin de determinar las condiciones donde se puedan remover más iones y para analizar si las variables tienen efecto entre ellas o su comportamiento es independiente. Los datos son analizados mediante el ANOVA con un nivel de significancia de 0.01.

El programa realiza el análisis del ANOVA como se ve en la siguiente imagen y así se puede sacar la regresión lineal y definir si hay efecto o no entre los factores A, B y AB.

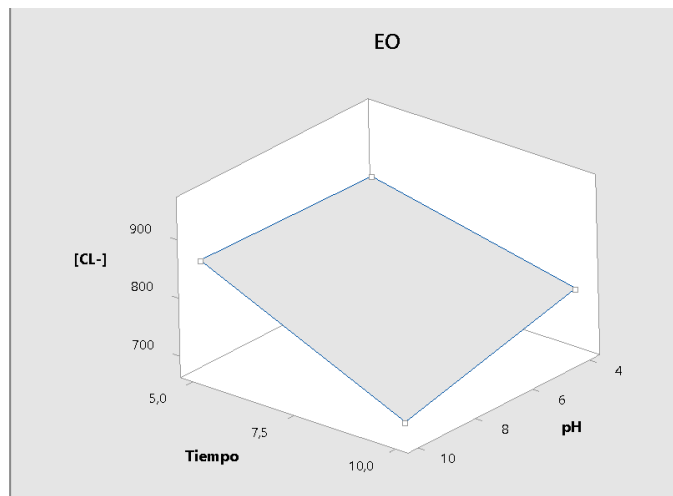
Los factores muestran que son diferentes a 0 lo que indica que si hay efecto en A, B y AB sobre la variable respuesta y se muestra que un que el tratamiento elegido en el 4.

Los coeficientes son diferentes a 0 lo que indica que los dos factores y su interacción afectan la variable respuesta.

5.1.13 Análisis de resultados. La selección de las variables apropiadas para el proceso de electro-oxidación y electrocoagulación son fundamentales para que se llegue a la mayor remoción de iones cloruro.

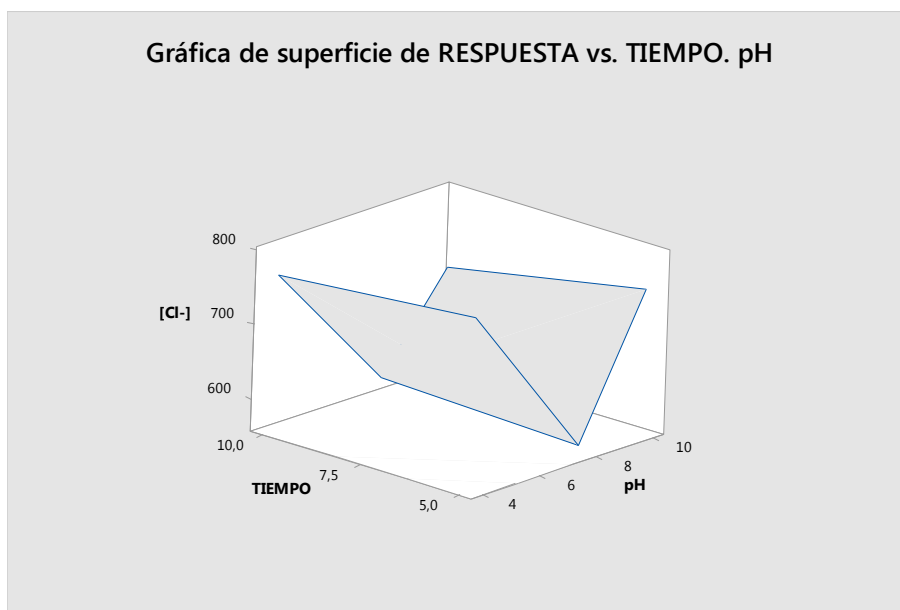
Para el proceso de electro-oxidación se varió pH con los niveles de 4 y 10, sin embargo durante la fase de pre-experimentación se había observado que la eficiencia de remoción a un pH de 7.8 era de 47%, el cambio de pH a ácido y básico no aumentaron las eficiencias de remoción de iones cloruro, en la gráfica 7 se ve el supuesto comportamiento del proceso cuando solo se analizan 2 niveles de pH (4, 10), se muestra un comportamiento lineal que no es real, en la gráfica 8 se muestra la variación del pH incluyendo un pH 7.8 que es el original de la muestra de agua a tratar y se ve que el comportamiento con respecto al pH deja de ser directamente proporcional a la cantidad de iones removidos.

Grafica 7. Relación pH tiempo - concentración inicial 2 niveles



Fuente: Software Minitab ®

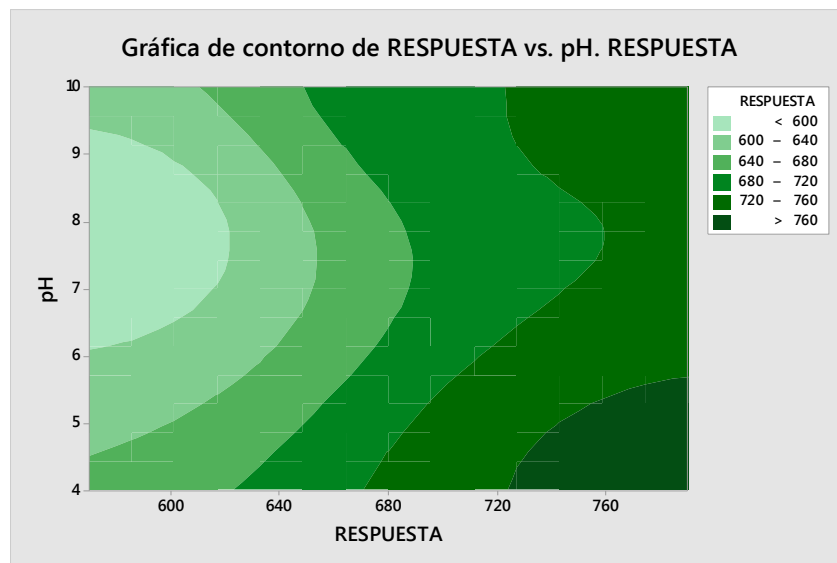
Grafica 8.Relación pH tiempo - concentración inicial 3 niveles



Fuente: Software Minitab ®

Con el analisis de cambio del pH se pretendia llegar a establecer el comportamiento en la interfase metal-solucion y asi saber la estabilidad del metal a una potencia definida, para tener una pequeña comparacion como se muestra en los diagramas de Pourbaix; que compara la estabilidad de los metales con una solucion de agua pura, en la grafica 9 se puede apreciar los rangos en los que las concentracion de iones cloruros tienden a disminuir con los diferenciales de pH y tiempo a una potencia de 10.30 voltios.

Grafica 9. Contorno concentración final pH



Fuente: Software Minitab ®

Como la aleación que se está analizando no tiene una concentración pura, el estaño con el que se hizo la prueba es de concentración 60%Sn y 40%Pb, se puede dar que sea solo uno de los dos esté generando la reacción de oxidación del Cl^- , así que la literatura¹⁰⁰ indico que el plomo no reacciona a pH ácidos y al realizar la variación en la acidez de la muestra se ve que es donde los porcentajes de remoción son más bajos. Esto se deja como conclusión que el metal que se está reduciendo es el plomo y que el agua tratada está quedando con restos de este metal al igual que los lodos que se producen, por lo tanto de ser este el electrodo escogido para la implementación se necesita de un proceso para la separación del metal en el agua a verter y la disposición de los lodos como peligrosos, lo que hará que los costos de operación aumenten.

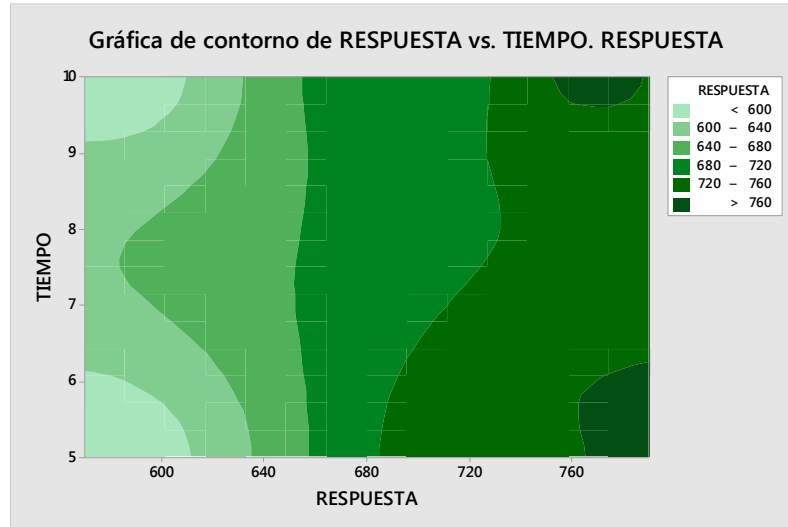
El ANOVA mostró que hay efecto en la remoción de iones de los dos factores y de sus interacciones, al aumentar el tiempo de retención no asegura que se aumente la remoción de los iones cloruro, funciona así solo a pH neutro pero si se excede el tiempo se puede ver que había un incremento de iones cloruro, no se tiene un análisis teórico que muestre el porqué de esta condición pero el Profesor de Microbiología de la Universidad Distrital, Miguel Angel Piragauta¹⁰¹ al oler y ver la coloración del agua afirma que el agua a tratar tiene Benzoquinonas y que

¹⁰⁰ VILA, G. (1990). *Corrosión, electroquímica, mecanismo y metodos de control*. Bogotá: Unidad de publicaciones facultal de ingeniería.

¹⁰¹ Se lleva la muestra de agua al profesor y el afirma eso por su conocimiento y experiencia en agua.

posiblemente lo que esté sucediendo es que esta sustancia este formando un anillo clorado que se rompe luego de mucho tiempo de flujo de corriente.

Grafica 10. Tiempo – concentración final

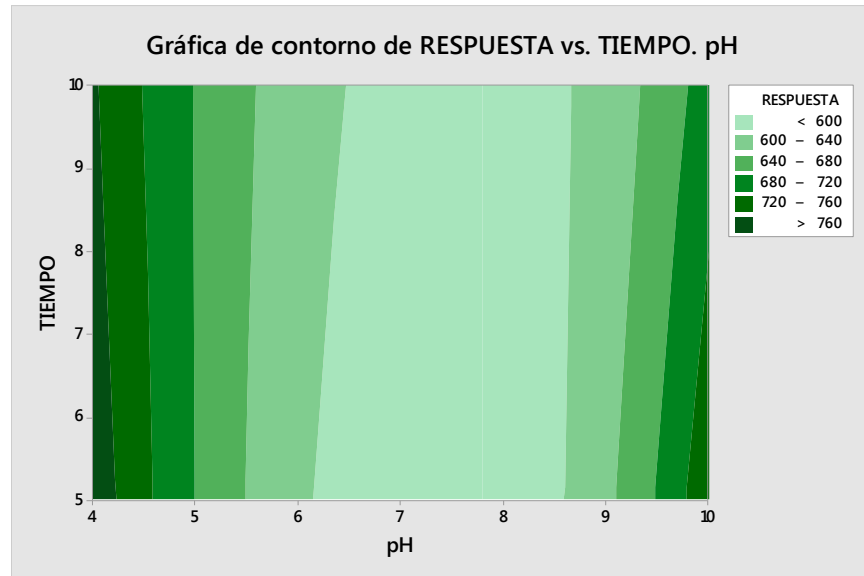


Fuente: Software Minitab ®

Como se puede ver en la gráfica 10 el comportamiento del tiempo de retención en el proceso de EO, no es lineal ni proporcional a otra variable, depende de las condiciones del agua a tratar, los electrodos usados, la intensidad de corriente y la distancia entre los electrodos.

Para el proceso de EO se tiene la mayor remoción (47%) se logra a tiempo de 5 min y pH 7.8 por lo que agregar sustancias químicas para cambiar su pH se descarta, el rango de estas dos variables para este tratamiento se ve en la gráfica 11.

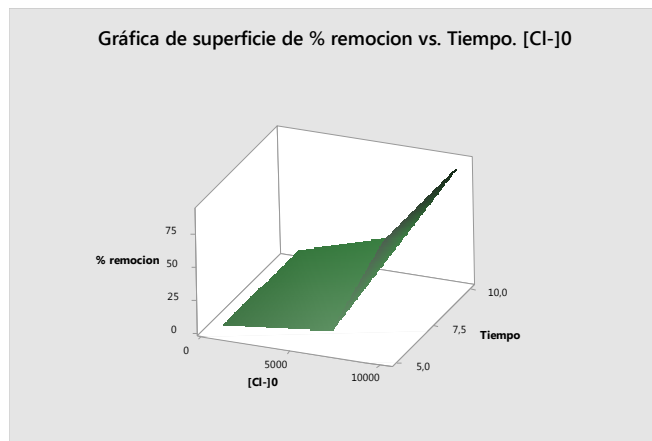
Grafica 11.grafica de contorno concentración final – tiempo - pH



Fuente: Software Minitab ®

Para el proceso de EC se variaron la concentración inicial y el tiempo, para ver qué tan viable era tomar una de las corrientes más cargadas en cloruros, tratarla y ver a cuanto se disminuía el total a verter. La variable respuesta se da en el porcentaje de remoción. A concentraciones superiores a las 10000 ppm se logran porcentajes de remoción de 89.8%, pero a concentraciones de 1000 ppm e inferiores apenas se llega a un porcentaje de 6,54%. En la gráfica 12 se ve como interfiere la concentración inicial en el porcentaje de remoción, con respecto al tiempo de retención.

Grafica 12.Superficie concentración inicial – tiempo- % de remoción

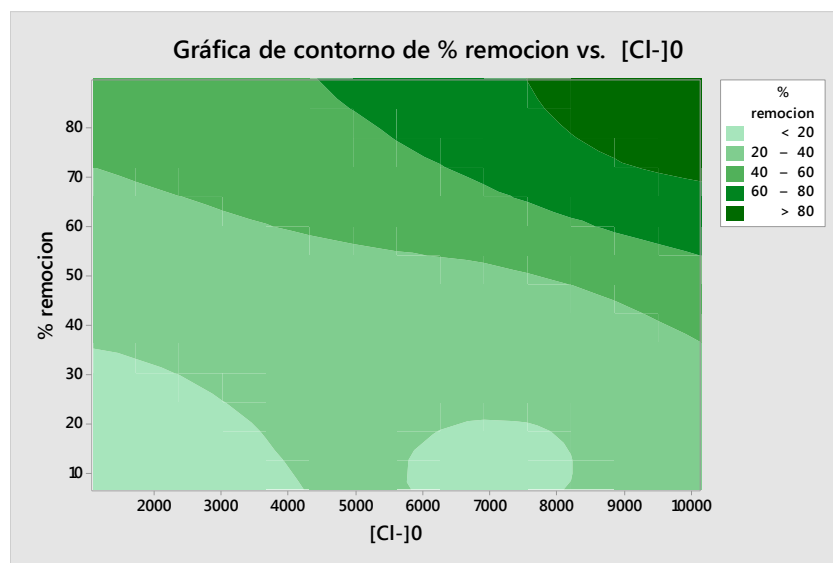


Fuente: Software Minitab ®

Si se quisiera tratar el caudal de concentración más alta (> 10000 ppm) que corresponde al de la etapa de la regeneración se lograría disminuir la concentración de iones de 10138 ppm a 1134 ppm para un porcentaje de remoción del 88,8%. Este caudal no es constante, es de $12 \text{ m}^3/\text{h}$ y consta de tres etapas (retrolavado , regeneración, rinse) cada una tiene una concentración distinta y un tiempo distinto de proceso, el siguiente balance de masa indica cuanto es la concentración final a verter si se trata solo la corriente de regeneración, es la única con concentraciones tan elevadas que alcanza el 88% de remoción.

La grafica 13 muestra la zona en la que se puede llegar a un porcentaje de remoción superior al 80% y se ve que solo a muy altas concentración (superiores a 10000ppm) se logra, en el marco teórico se revisaron procesos de desalinización y todas funcionaban con porcentajes de remoción desde 80% hasta 98% de efectividad, debido a que la concentración del agua del mar está por encima de los 30000ppm de iones cloruros, pero para salmueras de rechazo no funciona por la diferencia en concentración.

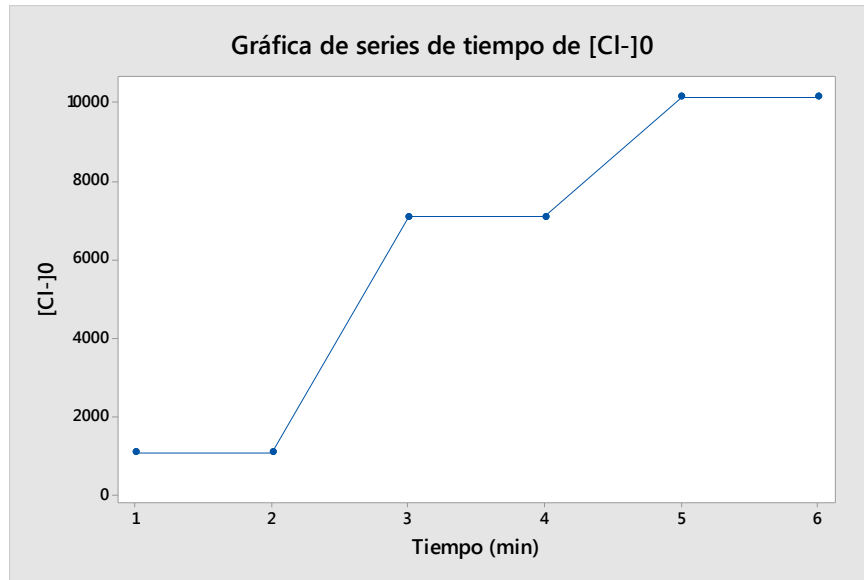
Grafica 13.contorno % de remoción – concentración inicial



Fuente: Software Minitab ®

Con respecto a la interacción entre el tiempo de retención y la concentración inicial se pudo observar que hay puntos donde la reacción en la interface es constante y otros puntos en donde hay aumentos, hasta llegar al próximo bache. En la gráfica 14 se puede ver el comportamiento de estas dos variables.

Grafica 14. relación de tiempo respecto a la concentración inicial



Fuente: Software Minitab ®

La remoción aumenta con el tiempo de manera similar que ocurre en la EO no se debe exceder el tiempo de remoción, se da una condición de aumento en los iones cloruros lo que aún no se sabe con certeza sea la causa de este incremento.

Grafica 15. Tiempo respecto al porcentaje de remoción



Fuente: Software Minitab ®

En cuanto a cuál de los dos procesos mostró mejores resultados se puede preferir por mayor eficiencia (para concentraciones inferiores a 3000 ppm de iones cloruro) electro-oxidación con un porcentaje de remoción del 47%, llegando a 570ppm de iones cloruro, para que la concentración de la salmuera que sale aproximadamente a 1070ppm de iones cloruros cumpla con la norma se necesitaba de una eficiencia de remoción del 81%, y con ninguno de los metales y bajos los cambios de variables se llegó a tal remoción.

La electro-oxidación se realizó con un electro de sacrificio que se desgasta, para saber cuánto del electro queda disuelto después del tratamiento se realizó el cálculo de pérdida de peso del metal, como es una aleación entre estaño (40%) y plomo (60%) se debe realizar un proceso de separación de plomo principalmente, la Resolución 0631 del 2015 define el parámetro para este metal inferior a las 0,2 ppm.

Para medir la cantidad del electrodo disuelto en la muestra se usa la ecuación de la ley de Faraday descrita a continuación y se tendrá un dato teórico que se compara con el dato experimental del tratamiento (4).

Ecuación 6. Ecuación de Faraday:

$$w = \frac{PM * I * t}{z * F}$$

Donde PM es el peso molecular en g/mol, I es la intensidad dada en (A) y t es el tiempo en segundos, Z los electrones de transferencia y F el coeficiente de Faraday (96485,34 As/mol).

Ecuación 7. W teórico

$$w_{teorico} = \frac{((0.6 * 207,2) + (0.4 * 118,710)) \frac{g}{mol} * 3A * 600(s)}{2 * 96485,34 \frac{As}{mol}} = 1.60$$

$$w_{exp} = 1.4374$$

La eficiencia de la dilución de Sn/Pb es de:

Ecuación 8. % dilución del electrodo.

$$\frac{cantidad\ experimental}{cantidad\ teorica} * 100 = \frac{1.4374}{1.60} * 100 = 89,8\%$$

La cantidad de lodo obtenida después de la filtración según el tratamiento (4) de EO es de:

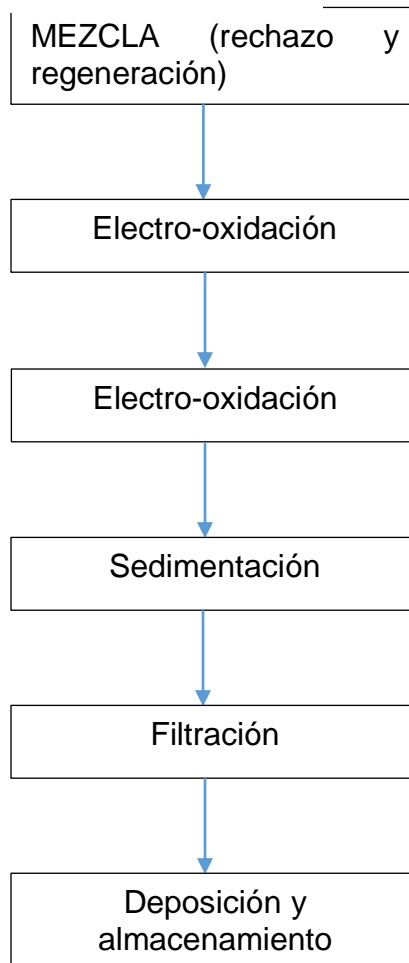
Tabla 11.% de lodos

[Lodos] %p/p (1000ml)	
peso del papel seco	1,86(g)
papel + Lodo seco	2,41(g)
Peso del lodo seco	0,55 (g)

5.2 CONCEPCIÓN Y DEFINICIÓN DEL DISEÑO

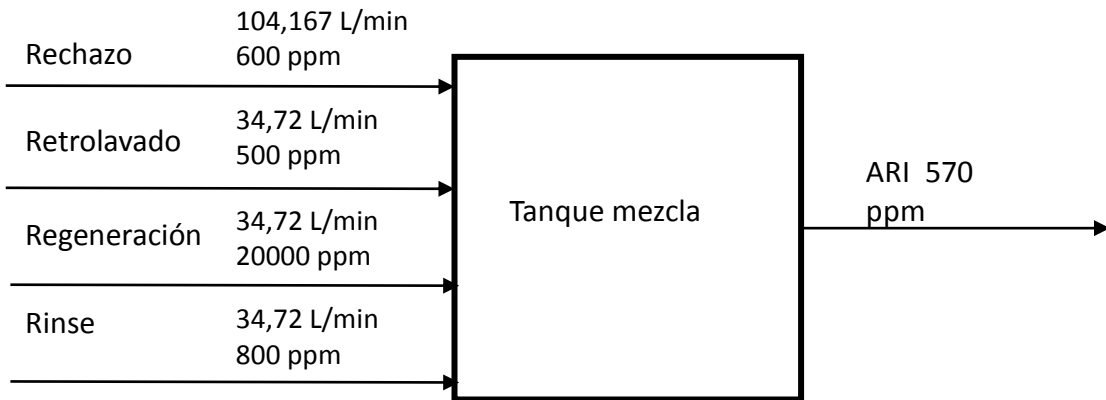
Se realiza para el proceso de EO, pero para el análisis de costos se llegara hasta el almacenamiento del permeado del tratamiento para definir que desde ahí comienza el segundo tratamiento de pulido. Para el diseño se define un diagrama de flujo básico que incluye las operaciones de separación de los lodos del proceso, pero para el diagrama PFD solo se llegara al almacenamiento.

Flujograma 2. Proceso



- Balance de masa** Para el tanque de mezclado se tiene la entrada del rechazo que dura 15 horas con una concentración de 600 ppm de iones cloruros y al día genera un caudal de 150 m³/día. La primera fase de la regeneración es el retro lavado se realiza durante 8 minutos y tiene concentración de 500 ppm con un caudal de 34,72 L/min, la regeneración dura 60 minutos con concentración de 20000 ppm un caudal de 34,72 L/min y por último el rinse que dura 120 minutos con concentraciones de 800 ppm y un caudal de 34,72 L/min.

Figura 17. Balance de masa tanque de mezcla



Ecuación 9. Balance tanque de homogenización

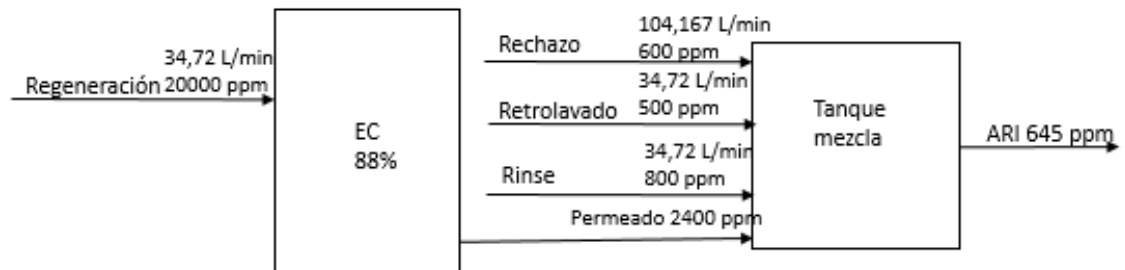
$$\frac{(V_1 C_1) + (V_2 C_2) + (V_3 C_3) + (V_4 C_4)}{V_5} = C_5$$

$$\frac{\left(93750L * 600 \frac{mg}{L}\right) + \left(277,76L * 500 \frac{mg}{L}\right) + \left(2083,2L * 20000 \frac{mg}{L}\right) + \left(4166,4L * 800 \frac{mg}{L}\right)}{100277,36L} = 1006,9 \frac{mg}{L} = C_5$$

Concuerta con la caracterización del agua que se encuentra en el anexo 7.

Se analiza cuanto es la concentración final si se pasa por el proceso de electrocoagulación la corriente con mayor concentración de 20000 ppm con la que se puede llegar a una remoción de 88% de iones cloruro.

Figura 18. EC para regeneración y tanque de homogenización



Con 88% de remoción en la regeneración

$$\frac{\left(93750L * 600 \frac{mg}{L}\right) + \left(277,76L * 500 \frac{mg}{L}\right) + \left(2083,2L * 2400 \frac{mg}{L}\right) + \left(4166,4L * 800 \frac{mg}{L}\right)}{100277,36L}$$

$$C_5 = 645,4ppm$$

Se podría solucionar el problema para el cumplimiento de la norma con un proceso de electrocoagulación para esta corriente y luego un proceso de electro oxidación con un electrodo que genere reacción a concentraciones de 600 ppm.

Como la EO se analizó con estaño plomo y hay disolución del electrodo en los lodos y la solución a verter, la empresa Sitaga ofrece como solución a la disolución del electrodo tratar con zeolitas líquidas que aumentan el pH de la solución para llegar a la sedimentación del plomo, en la etapa de sedimentación del lodo se puede agregar y así separar al mismo tiempo el lodo y el plomo, quizá mejorando el tiempo de sedimentación, sin embargo no se asegura que se llegue a una concentración por debajo de 0,2 ppm de plomo para que cumpla con la normativa.

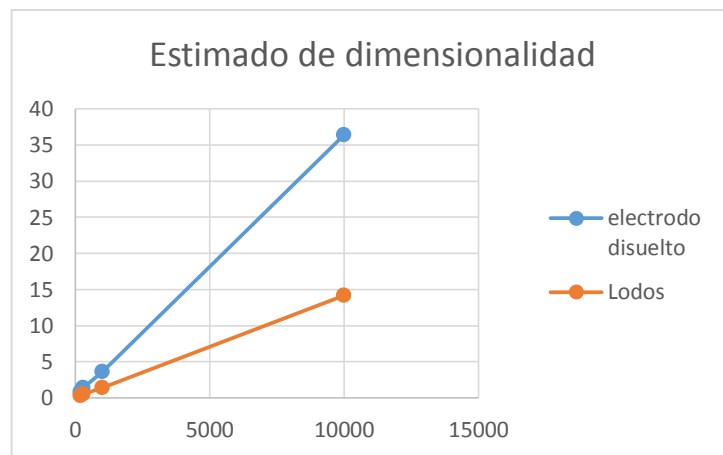
Para el diagrama de flujo en bloque (BFD) se necesita del escalamiento del proceso a 400 ml tiene un comportamiento diferente que a 1 litro, así que no se puede asegurar que se pueda hacer de forma lineal pero da un estimado de la dimensión del tratamiento.

Tabla 12. Escalamiento

Escalamiento	Para 200 ml	Para 400	Para 1 l
--------------	-------------	----------	----------

	ml		
Capacidad de la celda	300ml	400 ml	1000 ml
Agua tratada	200ml	30 ml	1000 ml
Sn/pb disuelto	0,8g	1,43 g	3,64
Lodos (g)	0,32	0,55	1,42

Grafica 16. Estimado de dimensionalidad



Durante la experimentación se tomó el peso de los electrodos antes y después de cada corrida, el electrodo de sacrificio (Sn/Pb) tuvo una significativa disminución como se esperaba. En la siguiente tabla se muestra el tiempo y el porcentaje de disolución.

Tabla 13. Estimado disolución de lodos

Tiempo (min)	Peso del electrodo (g)	% de disolución
0	48,5	0%
15	48,2	1%
30	46,28	5%
60	42,39	13%
120	36,28	25%
240	24,06	50%
415	4,87	90%
480	0,4	99%

Figura 19. Diagrama de flujo de bloques (BFD)

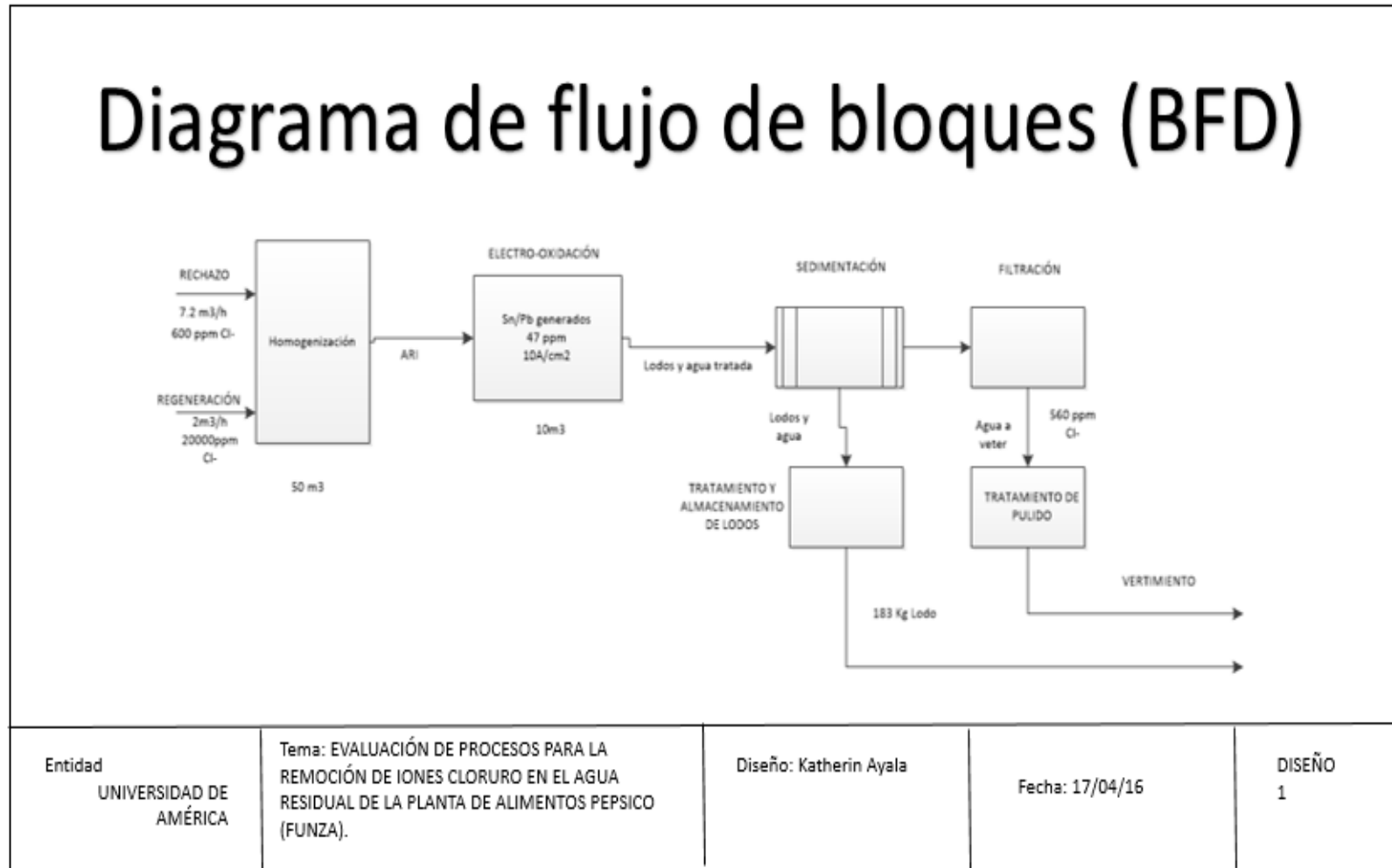
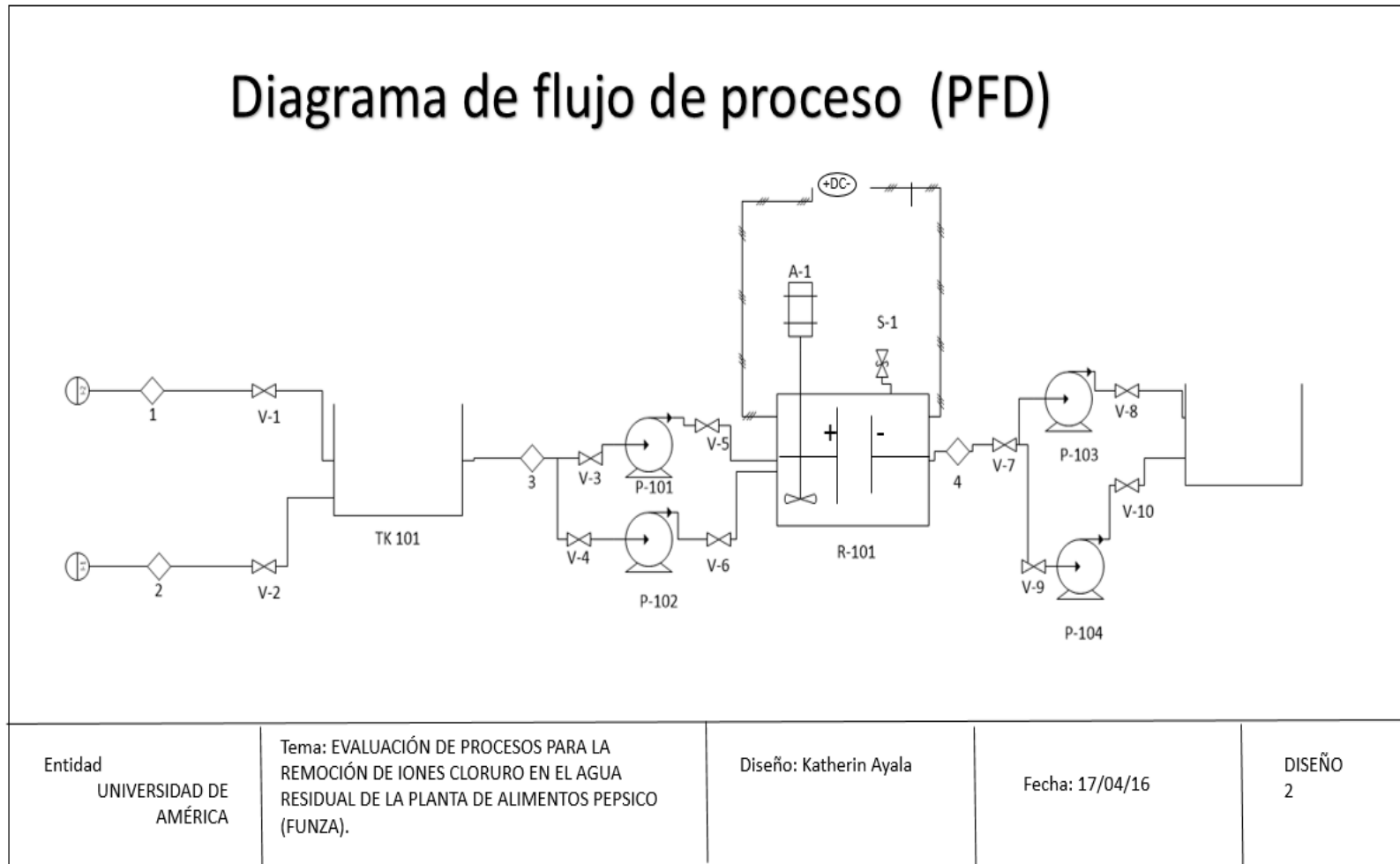


Figura 20. Diagrama de flujo de procesos (PFD)



Mediante los diagramas de flujo se tiene un estimado de los equipos a usar y los caudales a tratar, en el siguiente capítulo se hace una evaluación financiera del proceso de electro-oxidación por lo que es con el que se logró una disminución mayor de iones cloruros, se llegó a 570 ppm. Sin embargo la selección de los electrodos no es la adecuada, generar un caudal con concentraciones de plomo es un daño ambiental mayor que los cloruros y el manejo de plomo en las instalaciones puede ser nociva para la salud de los operarios, además la Resolución 0631 establece un parámetro de 0,2 ppm de plomo lo que hace que se genere otro gasto para la separación.

6. ANALISIS FINANCIERO

La inversión del siguiente proyecto se ve representada por el costo de los equipos, su instalación y la mano de obra en la siguiente tabla se presentan los costos de inversión del proyecto. Es solo una estimación y se llega hasta el proceso de almacenamiento de los claros para que continúen con la remoción de iones cloruro hasta cumplir con la norma, los costos tienen una desviación debido a que el escalamiento se estimó y promedio.

Mediante el diagrama PFD se calcularon el número de bombas y metros de tubería, al igual que el número de válvulas y tanques y sus dimensiones.

Inversión

Tabla 14. Costos de Inversión

	Descripción de la inversión	Cantidad	Costo unidad	Costo total
Tubería, bombas y accesorios	Válvulas de globo	11	\$650.000,00	\$7.150.000,00
	Tubería PVC 3"+ accesorios	100	\$35.000,00	\$3.500.000,00
	Bomba centrífuga IHM	4	\$4.000.000,00	\$16.000.000,00
Reactor eo	Tanque de 10m ³	1	\$10.000.000,00	\$10.000.000,00
	Rectificador	1	\$5.800.000,00	\$5.800.000,00
	Agitador + Motor	1	\$12.000.000,00	\$12.000.000,00
	Sensor por alto nivel	3	\$1.000.000,00	\$3.000.000,00
	Tablero, tubería, botonera, cableado hasta subestación, gabinete, sensores TC	1	\$25.000.000,00	\$25.000.000,00
Separación pb	Zeolitas	40	\$2.200,00	\$88.000,00

	Floculante	4	\$16.000,00	\$64.000,00
Almacenamiento	Tanque de 50m3	1	\$50.000.000,00	\$50.000.000,00
Mano de obra y construcción	Mano de obra	1	\$50.000.000,00	\$50.000.000,00
	TOTAL			\$182.602.000,00

La inversión inicial del proyecto es de \$182'602.000

Egresos

Se tienen en cuenta 4 rublos: costo de los electrodos de sacrificio, consumo energético, costo de disposición de los lodos como peligrosos, separación de plomo del agua.

Costo de electrodo de sacrificio se cotizo a \$116.700 el kilogramo, al día se necesitan 0,3 kilogramos (MES=1050300) SEPARACION DE Pb = (mes= 152000)

Consumo energético, el Kw/h industrial tiene un costo de \$262

Tabla 15.costos consumo energético

Consumo energético	Unidades	Potencia kw	Consumo kw/h	Consumo al mes	Consumo anual
Rectificador 500 a	1	1,2	0,6	18	216
Motor agitador	1	0,3	0,15	4,5	54
Bomba	2	3	1,5	45	540
Total		4,5	2,25	67,5	810
Total a pagar			\$ 589,50	\$ 17.685,00	\$ 212.220,00

La disposición de los lodos peligrosos tiene un costo de \$1150 kg, se estima que la producción de lodo al día será de 21,3 kg / día.

Tabla 16.Costo Disposición lodos peligrosos

	Disposición del lodo	Costo kg	Costo total
Kg por	21,3	\$ 1.150,00	\$

día				24.495,00
Kg por mes	639	\$	1.150,00	\$ 734.850,00
Kg por año	7668	\$	1.150,00	\$ 8.818.200,00

Figura 21. Flujo de caja proyectado a 13 meses

														TOTAL	
INGRESOS															
Ahorro reuso	\$ 750.018,11	\$ 484.561,48	\$ -	\$ 5.647.381,45	\$ 3.355.269,25	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 10.237.230,28
Total ingresos	\$ 750.018,11	\$ 484.561,48	\$ -	\$ 5.647.381,45	\$ 3.355.269,25	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 10.237.230,28
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	
INVERSION	\$ 182.602.000,00														\$ 182.602.000,00
EGRESOS															
Electrodo		\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 12.000,00	\$ 156.000,00
disposicion lodos		\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 734.850,00	\$ 9.553.050,00
separación Pb		\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 152.000,00	\$ 1.976.000,00
Energía		\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 17.685,00	\$ 229.905,00
total egresos	\$ 182.602.000,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 916.535,00	\$ 194.516.955,00

Para el flujo de caja proyectado se tomaron como ingreso los valores de ahorro de reutilizar el agua, sin tener en cuenta los costos de operación de la PTAR, ni los costos energético, ni los de disposición de los lodos, ni el costo de las membranas los estimados por cada mes fueron hallados mediante técnicas de proyección usados en PepsiCo. Este estimado no tiene el valor de contingencia que pertenece al 10% del total del proyecto.

Para la determinación de la factibilidad del proyecto se usaron los métodos de VPN y TIR, la TIR se halló mediante la función de Excel = (TIR (valores; [estimar]) y se obtuvo como resultado TIR=-49% al ser negativo nos indica que el proyecto se rechaza.

VPN, valor presente neto, es un método usado para evaluar proyectos de inversión. Consiste en determinar los flujos de dinero a lo largo del tiempo de vida del proyecto en el periodo correspondiente a llevarlos hasta la suma del presente. Si el valor obtenido es mayor a 0 el proyecto supera el valor esperado por la “tio” de la empresa y constituye un incremento equivalente al monto del VPN. Si es igual a 0 no hay incremento, los dineros traídos al presente son iguales a los ingresos del proyecto que ofrece la “tio”. Pero si el valor de VPN es negativo los ingresos no alcanzan a cubrir los desembolsos del proyecto.

Ecuación 10. Calculo de VPN

$$\begin{aligned}
 VPN(TIO) &= -inversión - egresos \frac{(1 + TIO)^{n \text{ periodos}} - 1}{TIO} + ingresos \frac{(1 + TIO)^{n \text{ periodos}} - 1}{TIO}
 \end{aligned}$$

La TIO es igual al TIR para este caso, -49% al desarrollar la ecuación 10 se tiene que el valor de VPN es de -2.51, como se había mencionado anteriormente si el valor es negativo se rechaza el proyecto.

En la tabla 17 se tiene el valor del reusó de la osmosis (con todos sus gastos) + los egresos de la EO, se tiene el valor del agua que se necesita por mes con el costo del alcantarillado y la diferencia. El costo por m³ con el alcantarillado es de \$2364.

Tabla 17.Comparación Costo Osmosis Vs alcantarillado

	Valor y alcantarillado + osmosis + eo	Valor alcantarillado sin osmosis	Diferencia mensual
AGO-16	\$ 80.484.519,07	\$ 47.063.444,83	\$ 33.421.074,25
SEP-16	\$ 81.008.512,50	\$ 47.892.142,33	\$ 33.116.370,17
OCT-16	\$ 84.923.141,72	\$ 54.083.142,66	\$ 30.839.999,06
NOV-16	\$ 70.817.455,22	\$ 31.774.948,22	\$ 39.042.507,00
DIC-16	\$ 75.341.929,61	\$ 38.930.420,91	\$ 36.411.508,70
ENE-17	\$ 80.997.350,40	\$ 47.082.701,17	\$ 33.914.649,24
FEB-17	\$ 82.763.912,00	\$ 50.071.525,13	\$ 32.692.386,87
MAR-17	\$ 82.143.163,64	\$ 49.021.288,57	\$ 33.121.875,07
ABR-17	\$ 87.221.654,87	\$ 57.613.525,77	\$ 29.608.129,10
MAY-17	\$ 85.209.312,96	\$ 54.208.869,10	\$ 31.000.443,86
JUN-17	\$ 84.937.550,86	\$ 53.749.078,12	\$ 31.188.472,73
JUL-17	\$ 84.489.875,82	\$ 52.991.662,20	\$ 31.498.213,62
AGO-17	\$ 86.796.146,18	\$ 56.893.612,83	\$ 29.902.533,36
	\$ 1.067.134.524,86	\$ 641.376.361,82	\$ 425.758.163,03

Con todo lo anterior se puede ver que el proyecto no genera ganancias y mediante la TIR y VPN se muestra el rechazo del proyecto, pero como es un proyecto para el cumplimiento de una normativa es necesario llegar al parámetro de delimitación de la Resolución 0631 del 2015, una de las opciones es dejar de reusar el agua y verter el agua que sale de las MBR que cumplen con los parámetros. Económicamente es viable apagar la osmosis pero ambientalmente PepsiCo tiene una responsabilidad social de la que se ha encargado de desarrollar desde hace varios años, es la planta verde a mostrar por su reutilización del 70% de la producción de agua. El proceso planteado aun no cumple con el parámetro pero

hace falta revisar el comportamiento con otro electrodo como el platino, o una segunda etapa de EO o un proceso de pulido como puede llegar a ser la ozonización.

La ley 1333 del 2009 en el artículo 85 determina las sanciones que se hacen a las empresas que no cumplan con las normativas ambientales, los costos pueden llegar a ser de 300 salarios mínimos por día de incumplimiento, o incluso el cierre temporal o definitivo de la empresa. Por otra parte el Ministerio de Medio Ambiente bajo el decreto 3930 articulo 63 incentiva a los empresarios a tener un plan de reconversión a tecnologías limpias en gestión de vertimiento (PRTLGV), promoviendo a las empresas a crearlos y así tener beneficios económicos en otros rubros de la empresa.

7. CONCLUSIONES

- Se pudo identificar que el mayor aporte de iones cloruros en la producción proviene de la línea de almidones pero no se puede controlar desde la fuente porque es intrínseco a la materia prima, en la PTAR el rechazo de la osmosis inversa es un caudal constante que entrega 600 ppm de iones cloruro en 150 m³/ día, la etapa de regeneración tiene concentraciones de 20.000 ppm de iones cloruro, pero su caudal no es constante, los módulos de las resinas son regenerados dos veces al día para un total de 4m³/día de agua de regeneración. Así se puede concluir que el problema se centra en el rechazo de la OI.
- En la evaluación de los procesos se demostró que la EC tiene eficiencias superiores al 88% de remoción solo a concentraciones mayores de 10.000 ppm de iones cloruros, para el proceso de EO se llegó a la remoción del 47% con concentraciones iniciales de 1000 ppm de iones cloruros pero aún falta remover 370 ppm para el cumplimiento de los parámetros descritos en la Resolución.
- El ánodo elegido para el proceso de EO (Estaño 60 – 40) no es recomendable como una solución viable, se deberían realizar procesos adicionales para la separación de Plomo, y una posterior disposición de lodos peligrosos y requiere de un manejo especial para evitar posibles afectaciones al medio ambiente y a las personas que interactuarían con ellos.
- El proyecto no genera ninguna ganancia y aun no cumple con la normativa, se necesita más etapas u otro proceso de pulido lo que genera más gastos, la decisión de terminar con el proceso de osmosis inversa esta en las manos de los directivos de la planta.

8. RECOMENDACIONES

- Se recomienda el uso de otro ánodo para el proceso de EO, la teoría recomienda electrodos de platino, aunque el estima de costo sea alto, la vida útil es de más de 15 años y no generaría gastos en egresos.
- Se recomienda hacer el proceso de electro-oxidación con electrodos que no generen contaminantes en el agua, como metales del platino- iridio, por etapas hasta que se llegue al cumplimiento de la normativa.
- Se recomienda analizar el proceso de ozonificación con el agua de rechazo, para la remoción de iones cloruro.

BIBLIOGRAFIA

- AL-FALAH, E. A.-S.-D. (2001). On-Site training program in desalination plants . *Eu. J. Eng. Edu* 26 , 407 - 418 .
- APHA . (1995). *Standard Methods for examination of water and waste water*
- ARANGO, R. Á. (2005). La electrocoagulación: una alternativa para el tratamiento de aguas residuales . *Revista Lasallista de Investigación* , 49-56
- ARANGO Alvaro, (2007). Diseño de una celda de electrocoagulación para el tratamiento de aguas residuales de la industria láctea . *Universidad de EAFIT* , 56 - 67.
- ABRIL Dibar, L. A. (2009). Ingeniería básica de una planta a escala piloto para el tratamiento de agua residuales en la empresa Quimaplac Ltda. mediante el método de electrocoagulación. *Proyecto de grado para optar al título de In geniero Químico*. Bogotá, Colombia: Universidad de
- AMERICAN Society for Testing and Materials . (1994). *Annual book of standards, determinación de cloruros en el agua. Metodo ASTM D 1125-91*
- BLANCO Alexandra,(2012). procesos electroquímicos de oxidación avanzada aplicados a la recuperación de aguas contaminadas con el colorante azoico direct yellow-4. *trabajo de investigación:agua,análisis interdisciplinario y gestión sostenible* . Barcelona, España: Universitat de Barcelona .
- B.A., S. P. (1977). Desalting in Australia : The development of a new process for brackish water. *DESALINATION*, 391 - 401 .
- BORRÁEZ, A. (8 de Octubre de 2011). Detectan exceso de químicos en cultivos de papa. *UN periodico*.
- BORSANI Roberto, R. S. (2005). Fundamentals and costing of MSF desalination comparison with other technologies . *desalination* , 29 - 37.
- CIPOLLINA, A. (2009). *Seawater Desalination Conventional and Renewable Energy Processes*. Italia : Springer.
- CHANDRASEKARA, N. P. (2015). Study of a new process for the efficient regeneration of ion. *DESALINATION* , 131-139.
- CHANDRASEKARA, N. P. (2015). Study of a new process for the efficient regeneration of ion exchange resins . *Desalination* , 131-139.
- Dirección de Desarrollo Sectorial Sostenible Republica de Colombia . (2008). Uso aparente de plaguicidas en Colombia durante los años 2004 - 2007 . *Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial* .
- E. Drioli, E. C. (2005). State of the art and recent progresses in membrane contactors . *desalination*, 223–233

Ecolife <http://ecolife.co/index.php/econegocios/121-45000-hectareas-organicas-en-colombia>

GHYSELBRECHT, K. H. (2013). Desalination of an industrial saline water with conventional and bipolar. *Desalination* , 9-18.

GUOHUA, C. (2004). Electroquimical technologies in waste water treatem . *Separation and Purification Technology* , 11-41

Graver Technologies. (2015). Powdered Resins: Continuous Ion Exchange. *Elsevier*

GOURICHA, J. H. (2015). Assessment of hardness, microorganism and organic matter removal from seawater by electrocoagulation as a pretreatment of desalination by reverse osmosis. *desalination*, online

HANI, Mauricio. (Marzo de 2009). Utilizacion de un sistema hibrido basado en filtracion con membranas y electrooxidacion avanzada para depurar efluentes complejos. *Proyecto de grado para optar al titulo de Ingeniero Civil Químico* . Concepción , Chile : Universida de Concepción .

HOLT, P. B. (2005). The future for electrocoagulation as a localised water tratment technology. . *Chemosphere*, 355 - 367

HISHAM T. El-Dessouky, H. M. (2002). *Fundamentals of Salt Water Desalination*. Amsterdam: ELSEV

HISHAM, E. (2006). Design of single-effect mechanical vapor compression. *desalination*, 1 - 15.

HU JIAYUAN, C. Y. (2015). Chemical-free ion exchange and its application for desalination. *Desalination* , 144 - 150

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Documentación presentacion de tesis, trabajos de grado y otros trabajos de investigacion. NTC 1486. Sexta actualización. Bogotá: el Instituto, 2008, 26 paginas.

_____. Referencias bibliograficas, contenido, forma y estructura. NTC 5613. Bogotá: el intituto, 2008, p 1- 2

_____. Referencias documentales para fuentes de informacion electronicas. NTC 4490. Bogotá: el instituto, 1998, p2

J, J. T. (1976). Ion-Exchange pretreatment of brackish waters using fluidized-bed regeneration with calcium-sulfate precipitation . *MS Tesis* . Berkeley , California, Estados Unidos : University of California .

J.-P. Mericq, S. L. (2010). Vacuum membrane distillation of seawater reverse brines. *desalination* , 5260–5273.

KUEHL, R. O. (2011). *diseño de experimentos: principios estadísticos para el diseño y analisis de investigacion* . Mexico D.F.: 2 ed.

KATZIR, L. V. (2010). WAIV- wind aided intensified evaporation for brine volume reduction and genrating mineral by products . *desalination* , 37 - 41

KOYBA M, H. H. (2006). Treatment of potato chips manufacturing wastewater by electrocoagulation. *desalination*, 201 - 211.

M. AHMED, A. A. (2003). Feasibility of salt production from inland RO desalination plant reject brine. *desalination*, 109 - 117.

MORILLO Jose, U. J. (2014). Comparative study of brine management technologies for desalination plants. *desalination*, 32 - 49.

MORRIS, R. M., & Hanbury, W. (septiembre de 1991). Renewable energy and desalination: A review. *Seminario Europeo : New technologies for the use of renewable energy sources in water desalination*. Atenas, Grecia.

OROZCO, J. A. (2005). *Bioingeniería de aguas residuales, teoría y diseño*. acodal.

PANKRATZ, T. (2012). Water desalination report. *desalination*, 1- 4.

PANTOJA, E. (2012). Aplicación de la electrocoagulación y floculación sobre el tratamiento del drenaje ácido de minas de carbón. *Tesis*. Santiago de Cali: Universidad del Valle.

POWER WATERS SYSTEMS. (2 de mayo de 2008). Obtenido de Power electrocoagulation sustainable technology for the future: www.powellwater.com/data/technical%20manual.pdf

RANDALL D G, N. J. (2011). A case study for treating a reverse osmosis brine using Eutectic Freeze Crystallization—Approaching a zero waste process. *DESALINATION*, 256 - 262.

Resolución 011 del 2001 de la Defensoría del Pueblo

ROS, M. A. (2011). *El agua, Desalinización*.

SAVVINA, L. (2015). Techno-economic analysis of MED and RO desalination powered by low-enthalpy geothermal energy. *desalination*, 277 - 292.

SHAIN Paul, G. K. (1988). A Mathematical Model of the Cyclic Operation of desalination-feedwater softening by Ion-Exchange with fluidized-Bed Regeneration. *desalination*, 135-146.

SPIEGLER, K. S. (1966). *principle of desalination*. LONDON : academic press.

SILVER, R. (1970). Multi-stage flash distillation the first 10 years 3rd Int. Sym. *On Fresh Water from the Sea*, 191-206.

STRATHMANN, H. (1992). *membrane Handbook*. New York : k.k. Sirkar.

SHRUTI, S. A. (2011). Chloride Removal from Wastewater by Biosorption with the Plant Biomass. *Universal Journal of Environmental Research and Technology*, 416 - 422

THIRUMENI, C. D. (2005). Rehabilitation and upgrading of Ras Abu Fontas MSF, desalination units : process optimisation and life extension. *Desalination* 182, 63 - 67.

VENKATESAN, A. W. (2011). Simulation of ion exchange water softening pretreatment for reverse osmosis. *Desalination* , 122-131.

VAN HEGE, M. V. (2004). Electro-oxidative abatement of low-salinity reverse osmosis membrane concentrates. *water research* , 1550 - 1558.

VILA, G. (1990). *Corrosión, electroquímica, mecanismo y métodos de control*. Bogotá: Unidad de publicaciones facultad de ingeniería

W., L. J. (2007). Characterization of electroregeneration and determination of optimal current density in continuous electrodeionization. *desalination* , 276 - 285.

X. Ji, E. C. (2010). Membrane distillation crystallization of seawater reverse osmosis brines. *Sep. Purif. Technology*, 76–82.

YABROUDI, C. C. (2011). desalinización de agua empleando un destilador solar tubular . *Interciencia* , 731- 737.

ZARZA, E. (2012). Desalinización de agua del mar mediante energías renovables . *Ciemat, plataforma dolar de Almería* .

