

# **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

## **MINIMIZACIÓN DE LOS RESIDUOS PROVENIENTES DE LA REGENERACIÓN DE LAS RESINAS DE LAS PLANTAS DESMINERALIZADORAS DEL CENTRO REFINADOR PARAGUANÁ-AMUAY**

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
para optar al Título de Ingeniero Químico  
Por el Br. Lago Rodríguez, Juan José

Caracas, Octubre del 2003.

# **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

## **MINIMIZACIÓN DE LOS RESIDUOS PROVENIENTES DE LA REGENERACIÓN DE LAS RESINAS DE LAS PLANTAS DESMINERALIZADORAS DEL CENTRO REFINADOR PARAGUANÁ-AMUAY**

TUTOR ACADÉMICO: Prof. José Francisco Fernández

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Dagles Díaz

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
para optar al Título de Ingeniero Químico  
Por el Br. Lago Rodríguez, Juan José

Caracas, Octubre del 2003.

Caracas, Octubre del 2003

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller Juan José Lago Rodríguez, titulado:

**“Minimización de los residuos provenientes de la regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras del Centro Refinador Paraguaná-Amuay.”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.

---

Prof. María E. Rincones  
Jurado

---

Prof. Aimee Ramos  
Jurado

---

Prof. José F. Fernández  
Tutor académico



FACULTAD DE INGENIERÍA



Universidad Central de Venezuela

# ACTA

## MENCIÓN HONORÍFICA

Los abajo firmantes, miembros del jurado examinador del Trabajo Especial de Grado del Bachiller: **Juan José Lago Rodríguez**, Cédula de Identidad N° 13.749.596, cuyo título es: **“Minimización de los residuos provenientes de la regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras del Centro Refinador Paraguaná-Amuay”** queremos dejar constancia del nivel del trabajo realizado, ya que el mismo en cuanto a su ejecución, presentación y utilidad de los resultados ameritó que se le asignara la nota máxima obtenible en estos casos: **Veinte puntos (20)**. Así mismo, hemos decidido concederle **Mención Honorífica** como un reconocimiento a la excelencia del trabajo realizado, por la aplicación del Método Ingenieril en la solución del problema planteado.

En Caracas, a los dieciséis días del mes de Octubre del año dos mil tres.

---

Prof. María E. Rincones  
Jurado Principal

---

Prof. Aimee Ramos  
Jurado Principal

---

Prof. José F. Fernández  
Coordinador del Jurado

*A mi madre Josefina, a mi padre Juan, y a mis hermanas Lorena y Katherine, por ser las personas que me han apoyado de una u otra manera en la culminación de mis estudios.*

*Juan J. Lago R.*

---

---

## AGRADECIMIENTOS

A Dios y a la Virgen, porque nunca me abandonaron, me guiaron, me protegieron y me brindaron la sabiduría necesaria para culminar esta gran meta.

Gracias a mi madre Josefina, a mi padre Juan, y a mis hermanas Lorena y Katherine, por ser las personas que me brindaron su apoyo incondicional para culminar mi formación como profesional. Además de todas las palabras de aliento y los momentos de cariño que me han brindado, muchas gracias.

A la Universidad Central de Venezuela (UCV), mi alma mater, por ser la institución que me suministro las herramientas para adquirir los conocimientos durante toda mi carrera como Ingeniero.

A Petróleos de Venezuela S. A. (PDVSA) por ser la empresa que hizo posible que se desarrollará este proyecto por todas sus atenciones, muchas gracias.

Además quiero agradecerle a mi tutor industrial Ing. Dagles Díaz y al Ing. Merwin Molina por ser las personas que me proporcionaron asesoría, orientación, asistencia técnica y transmisión de sus conocimientos para el desarrollo de éste Trabajo Especial de Grado durante mi permanencia en la Sección de Servicios y Suministro (SyS) de la Gerencia de Ingeniería de Procesos (GIP) del Centro Refinador Paraguaná-Amuay. También les agradezco a los demás ingenieros que conforman la Sección de Servicios y Suministro Kilkeny Isturiz, Johnny Ivanyi, Héctor Plasencia y Edgar Goitia, que de una u otra manera colaboraron en el desarrollo de éste proyecto.

A mi tutor académico el Prof. José Francisco Fernández por todo su tiempo dedicado a las revisiones, cambios de estructura y modificaciones de éste Trabajo Especial de Grado. Además por ser una persona muy paciente y dedicada en su rol como tutor.

A los operadores y técnicos de las plantas desmineralizadoras y de ablandamiento en caliente de la Refinería de Amuay que me proporcionaron información y conocimientos de los datos técnicos de las operaciones de las plantas.

A los compañeros Bruno, Alexis, Johana, Verónica y Danaith, y nuevos amigos Roselin, Mhaniel, Yenifer y José, por hacer mi permanencia en la Península de Paraguaná más llevadera y menos aburrida.

A mis amigos y compañeros de siempre Javier, Bruno, Eduardo, Mari, Yolimar, Isabel, Geihly, Gonzalo, Bárbara, Armando J, Tahnee, Humberto, Karen, Yan, Armando Cruz, Gabriela, Carlos E, Joseph, Gabriel, Lorenzo, Jenny, Roberto, Angela, Génesis, Frank, Alexander, Víctor y a todas las personas que no he nombrado, pero que de una u otra manera prestaron su amistad y ayuda durante mi carrera, a todas ellas muchas gracias.

Lago R., Juan J.

## **MINIMIZACIÓN DE LOS RESIDUOS PROVENIENTES DE LA REGENERACIÓN DE LAS RESINAS DE LAS PLANTAS DESMINERALIZADORAS DEL CENTRO REFINADOR PARAGUANÁ-AMUAY**

**Tutor Académico: Prof. José Francisco Fernández. Tutor Industrial: Ing. Dagles Díaz. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2003, 236 p.**

**Palabras claves:** agua, recuperación, intercambio iónico, regeneración, desalación, ósmosis inversa.

**Resumen.** El abastecimiento de agua en el Estado Falcón se ha visto afectado en los últimos años por las prolongadas sequías e incrementos en el consumo industrial y de las poblaciones, razón por la cual se ha considerado el estudio del reuso de agua de proceso para disminuir la dependencia de las fuentes externas de agua, siendo las plantas desmineralizadoras una posible alternativa debido a que durante la operación de regeneración de las resinas se genera un volumen considerable de efluentes. La mayor cantidad de estos efluentes son enviados a los tanques de neutralización para luego verterlos al desagüe que se dirige a la bahía de Amuay. Por esta razón, el objetivo principal de este estudio es la minimización de los desechos de la regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras (DMAY-2/3), con la finalidad de desplazar volúmenes de agua cruda proveniente de Hidrofalcón.

Para cumplir este objetivo se plantearon dos alternativas: la evaluación del proceso actual de regeneración para conocer cuál o cuáles de los pasos de la regeneración pueden ser recuperados sin requerir de tratamiento, y la alternativa de recuperar el resto de los volúmenes desechados en el proceso de regeneración por medio de una tecnología de desalación.

En la primera etapa se realizó la evaluación de las características físico-químicas de los pasos de las regeneraciones de las resinas, para luego a partir de ellos seleccionar aquellos que pueden ser desviados del tanque de neutralización a otro proceso dentro de la refinería. Los procesos evaluados como destino de los pasos a recuperar fueron: tanques de agua cruda, torres de enfriamiento, plantas desmineralizadoras y plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2/3) por medio de los tanques de agua recuperada de las plantas desmineralizadoras. Luego de ello se estableció el incentivo económico y las instalaciones requeridas para cumplir con la recuperación de estos volúmenes de agua.

En la segunda etapa se evaluaron las diversas tecnologías de desalación existentes en el mercado para seleccionar aquella que mejor se adaptara al tipo de agua almacenada en los tanques de neutralización de las plantas desmineralizadoras. La selección de la tecnología se llevó a cabo por medio de una matriz integrada por diversos parámetros relacionados a la experiencia, complejidad, operación, mantenimiento, seguridad y economía. Una vez seleccionada la tecnología se determinó el número de plantas de tratamiento necesarias y se evaluaron las posibles alternativas para destinar las corrientes de producción (permeado) y concentrado (rechazo) de las plantas de tratamiento.

Adicionalmente se realizó un estudio de las instalaciones preliminares para la ubicación de las nuevas plantas de tratamiento.

En la delimitación de alcances del estudio se obtuvo que el caudal de agua actualmente desechado en la regeneración de las resinas de la planta DMAY-2 es 241 gpm y en la planta DMAY-3 179 gpm, lo cual hace un total de 420 gpm.

En la evaluación del proceso actual de regeneración de las resinas se obtuvo que pueden ser recuperados completamente los siguientes pasos: “servicio CAD - 1er contralavado CAF” y “contralavado CAD - disponible CAF” en los intercambiadores catiónicos de DMAY-2, “1er contralavado” y “precalentamiento” en los intercambiadores aniónicos de DMAY-2, “servicio CAD - lavado superficial CAF” y “contralavado CAD” en los intercambiadores catiónicos de DMAY-3. La cantidad de agua que representa estos pasos son 29 gpm en DMAY-2 y 12 gpm en DMAY-3, para un total de 41 gpm. La mejor opción de las alternativas estudiadas para destinar éstos pasos son los tanques de agua recuperada existentes en cada planta DMAY-2/3, para luego ser alimentados a las plantas WZAY-2/3.

El potencial ahorro asociado a la recuperación de éstos pasos es de 41,7 MMBs al año, sin considerar las implicaciones económicas de las instalaciones necesarias para realizar la recuperación de ésta agua. Las instalaciones requeridas en DMAY-2 son una línea de tubería de 10 pies de longitud y dos válvulas de bloqueo, mientras que en DMAY-3 se requiere de una línea de 6 pies de longitud y tres válvulas de bloqueo.

En la alternativa de recuperar el resto de los volúmenes de agua desechados en el proceso de regeneración se determinó que la opción tecnológica que mejor se adapta a las consideraciones técnico-económicas evaluadas es la “ósmosis inversa”. El tratamiento del contenido de los tanques de neutralización se realizaría por medio de dos plantas: una para cada tanque. En el caso del módulo a ubicar en DMAY-2 el permeado se enviará a WZAY-2/3 y en el caso del módulo de DMAY-3 se destinará a la entrada de la misma planta, por medio de la recirculación de las bombas de alimentación. Por su parte, los efluentes concentrados en DMAY-2 se destinarán al desagüe ubicado debajo del rack de tuberías de DMAY-1, y en el caso de DMAY-3 al actual punto de desagüe al lado del tanque de neutralización de DMAY-3. El agua desechada de los módulos de ósmosis inversa cumple con la normativa ambiental vigente establecido en el Decreto N° 883, por lo que se podrá descargar directamente a la bahía de Amuay.

En DMAY-2 el módulo de ósmosis inversa operará de manera continua a un caudal de 210 gpm utilizando algunas de las instalaciones de DMAY-1 (actualmente desincorporada), mientras en DMAY-3 el módulo operará de manera intermitente con un caudal de operación de 600 gpm.

Ambas alternativas de recuperación de agua (con y sin tratamiento) permiten minimizar los residuos provenientes de la regeneración en un 70%, es decir que ahora serán desechados 125 gpm de los 420 gpm originales.

Además se presentan las recomendaciones para disminuir los volúmenes de agua generados en las regeneraciones de las resinas y obtener resultados óptimos en la instalación y operación de las nuevas plantas de tratamiento.

## ÍNDICE GENERAL

CONTENIDO	PÁGINA
LISTA DE TABLAS .....	xiv
LISTA DE FIGURAS .....	xviii
LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS .....	xxi
INTRODUCCIÓN .....	1
<b>CAPÍTULO I. FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN.....</b>	<b>2</b>
I.1. Planteamiento del problema .....	2
I.2. Objetivos .....	5
<b>CAPÍTULO II. FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....</b>	<b>7</b>
II.1. Procesos de desalación .....	7
II.1.1. Tecnologías con energía térmica .....	10
II.1.1.1. Destilación multflash (MSF) .....	10
II.1.1.2. Destilación multiefecto (MED).....	12
II.1.1.3. Termocompresión de vapor (TVC).....	13
II.1.1.4. Destilación solar.....	14
II.1.1.5. Congelación .....	15
II.1.1.6. Formación de hidratos .....	16
II.1.1.7. Destilación con membranas.....	16
II.1.2. Tecnologías con energía mecánica .....	16
II.1.2.1. Compresión mecánica de vapor (CV).....	17
II.1.2.2. Ósmosis inversa (OI) .....	18
II.1.3. Tecnologías con energía eléctrica.....	21
II.1.4. Tecnologías con energía química.....	22
II.1.4.1. Intercambio iónico.....	22
II.1.4.2. Ablandamiento en caliente-zeolita .....	23
II.2. Intercambio iónico (desmineralización).....	23
II.3. Ablandamiento en caliente-zeolita .....	29

---

II.4.	Medidas de concentración en soluciones acuosas .....	35
II.5.	Programa IXCALC .....	36
<b>CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS.....</b>		<b>38</b>
III.1.	Plantas desmineralizadoras del Centro Refinador Paraguaná-Amuay .....	40
III.1.1.	Filtración .....	44
III.1.2.	Intercambiadores catiónicos .....	45
III.1.3.	Descarbonización .....	46
III.1.4.	Intercambiadores aniónicos.....	47
III.1.5.	Sistema de recuperación de agua .....	48
III.1.6.	Sistema de drenaje de ácido y tanque de neutralización .....	48
III.1.7.	Sistema de agua desmineralizada.....	49
III.2.	Plantas de ablandamiento en caliente-zeolita del Centro Refinador Paraguaná-Amuay .....	49
III.2.1.	Sistema de manipulación de químicos .....	52
III.2.2.	Asentador .....	52
III.2.3.	Filtración .....	54
III.2.4.	Intercambiares catiónicos ciclo sodio .....	54
III.3.	Filosofía de operación de los procesos de regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras.....	56
III.3.1.	Proceso de regeneración de las resinas catiónicas en la unidad DMAY-2 .	56
III.3.2.	Proceso de regeneración de las resinas catiónicas en la unidad DMAY-3 .	58
III.3.3.	Proceso de regeneración de las resinas aniónicas en la unidad DMAY-2 ..	63
III.3.4.	Proceso de regeneración de las resinas aniónicas en la unidad DMAY-3 ..	65
<b>CAPÍTULO IV. METODOLOGÍA .....</b>		<b>68</b>
IV.1.	Exploración y delimitación de alcances.....	68
IV.1.1.	Filosofía de operación del proceso de desmineralización y regeneración ..	68
IV.1.2.	Estimación del caudal desechado en el proceso de regeneración.....	69
IV.2.	Recuperación de agua evaluando el proceso actual de regeneración.....	70
IV.2.1.	Selección de los pasos a recuperar.....	71
IV.2.2.	Presentación de alternativas para destinar los pasos a recuperar y evaluación del impacto en los procesos aguas abajo .....	73

---

IV.2.2.1. Tanques de agua cruda.....	74
IV.2.2.2. Torres de enfriamiento.....	74
IV.2.2.3. Plantas desmineralizadoras.....	74
IV.2.2.4. Plantas de ablandamiento en caliente.....	76
IV.2.3. Incentivo económico asociado en la recuperación de agua sin tratamiento	86
IV.2.4. Instalaciones requeridas para implementar la alternativa seleccionada.....	86
IV.3. Recuperación de agua empleando tecnologías de tratamiento .....	87
IV.3.1. Búsqueda y revisión de tecnologías de tratamiento .....	87
IV.3.2. Selección de tecnologías .....	87
IV.3.3. Evaluación del impacto en los procesos aguas abajo .....	90
IV.3.4. Instalaciones disponibles para colocar las plantas de tratamiento .....	91
<b>CAPÍTULO V. PRESENTACIÓN Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS .....</b>	<b>93</b>
V.1. Estimación del caudal desechado en el proceso de regeneración .....	93
V.2. Recuperación de agua evaluando el proceso actual de regeneración .....	102
V.2.1. Selección de los pasos a recuperar.....	102
V.2.2. Presentación de alternativas para destinar los pasos a recuperar y evaluación del impacto en los procesos aguas abajo .....	122
V.2.2.1. Tanques de agua cruda.....	122
V.2.2.2. Torres de enfriamiento.....	124
V.2.2.3. Plantas desmineralizadoras.....	126
V.2.2.4. Plantas de ablandamiento en caliente.....	131
V.2.3. Incentivo económico asociado en la recuperación de agua sin tratamiento.....	151
V.2.4. Instalaciones requeridas para implementar la alternativa seleccionada....	152
V.3. Recuperación de agua empleando tecnologías de tratamiento .....	158
V.3.1. Selección de tecnologías .....	158
V.3.2. Evaluación del impacto en los procesos aguas abajo .....	167
V.3.3. Instalaciones disponibles para colocar las plantas de tratamiento .....	173
<b>CAPÍTULO VI. CONCLUSIONES .....</b>	<b>190</b>
<b>CAPÍTULO VII. RECOMENDACIONES .....</b>	<b>195</b>

---

---

<b>CAPÍTULO VIII. BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>199</b>
<b>CAPÍTULO IX. APÉNDICES .....</b>	<b>203</b>
IX.1. APÉNDICE A. Análisis de los pasos que no son recuperables sin tratamiento .....	203
IX.2. APÉNDICE B. Análisis de los pasos que actualmente son recuperados.....	214
IX.3. APÉNDICE C. Concentraciones de iones magnesio e hidróxidos en el agua clarificada del asentador a partir del producto de solubilidad .....	216
IX.4. APÉNDICE D. Deducción teórica del consumo de químicos en el asentador .....	219
IX.5. APÉNDICE E. Especificaciones de proceso .....	225
IX.6. APÉNDICE F. Propuesta técnico-económica solicitada a las empresas .....	230
<b>CAPÍTULO X. ANEXOS .....</b>	<b>234</b>
ANEXO 1. Imágenes de la interfaz del programa IXCALC .....	234
ANEXO 2. Predicción de dureza cálcica e iones carbonatos en el efluente de la precipitación química en caliente (PETRAS, 1988) .....	236

---



---

## LISTA DE TABLAS

CONTENIDO	PÁGINA
<b>Tabla 2.1.</b> Procesos de desalación de acuerdo al consumo de energía.....	9
<b>Tabla 2.2.</b> Sólidos disueltos removidos en el proceso de desmineralización.....	23
<b>Tabla 2.3.</b> Tipo y cantidades de especies alcalinas determinadas por análisis de alcalinidad.....	32
<b>Tabla 2.4.</b> Calidad del agua cruda de Hidrofalcón.....	36
<b>Tabla 3.1.</b> Calidad del agua para la alimentación a calderas.....	39
<b>Tabla 3.2.</b> Regeneración de los cationes en DMAY-2.....	56
<b>Tabla 3.2.</b> Regeneración de los cationes en DMAY-2 (Cont.).....	57
<b>Tabla 3.2.</b> Regeneración de los cationes en DMAY-2 (Cont.).....	58
<b>Tabla 3.3.</b> Regeneración de los cationes en DMAY-3.....	59
<b>Tabla 3.3.</b> Regeneración de los cationes en DMAY-3 (Cont.).....	60
<b>Tabla 3.3.</b> Regeneración de los cationes en DMAY-3 (Cont.).....	61
<b>Tabla 3.3.</b> Regeneración de los cationes en DMAY-3 (Cont.).....	62
<b>Tabla 3.4.</b> Regeneración de los aniones en DMAY-2.....	63
<b>Tabla 3.4.</b> Regeneración de los aniones en DMAY-2 (Cont.).....	64
<b>Tabla 3.4.</b> Regeneración de los aniones en DMAY-2 (Cont.).....	65
<b>Tabla 3.5.</b> Regeneración de los aniones en DMAY-3.....	65
<b>Tabla 3.5.</b> Regeneración de los aniones en DMAY-3 (Cont.).....	66
<b>Tabla 3.5.</b> Regeneración de los aniones en DMAY-3 (Cont.).....	67
<b>Tabla 4.1.</b> Contenido de la metodología.....	68
<b>Tabla 4.2.</b> Pasos de la regeneración considerados para ser evaluados.....	71
<b>Tabla 4.3.</b> Pasos de la regeneración actualmente recuperados.....	77
<b>Tabla 4.4.</b> Ponderación de los factores que integran la matriz de selección.....	89
<b>Tabla 5.1.</b> Datos operacionales de la regeneración de las resinas catiónicas en DMAY-2.....	94
<b>Tabla 5.2.</b> Datos operacionales de la regeneración de las resinas aniónicas en DMAY-2.....	95

---

<b>Tabla 5.3.</b> Datos operacionales de la regeneración de las resinas catiónicas en DMAY-3. .....	96
<b>Tabla 5.4.</b> Datos operacionales de la regeneración de las resinas aniónicas en DMAY-3. .....	97
<b>Tabla 5.5.</b> Caudales aportado por cada paso en la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-2.....	99
<b>Tabla 5.6.</b> Caudales aportado por cada paso en la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2.....	99
<b>Tabla 5.7.</b> Caudales aportado por cada paso en la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3.....	100
<b>Tabla 5.8.</b> Caudales aportado por cada paso en la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3.....	101
<b>Tabla 5.9.</b> Análisis de los pasos recuperables de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-2.....	103
<b>Tabla 5.10.</b> Análisis de los pasos recuperables de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2. ....	108
<b>Tabla 5.11.</b> Análisis de los pasos recuperables de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3.....	113
<b>Tabla 5.12.</b> Análisis de los pasos recuperables de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3. ....	118
<b>Tabla 5.13.</b> Pasos de las regeneraciones que pueden ser recuperados sin tratamiento.	121
<b>Tabla 5.14.</b> Caracterización de las alimentaciones al tanque de agua cruda. ....	123
<b>Tabla 5.15.</b> Análisis físico-químicos del agua de la bahía de Amuay.....	125
<b>Tabla 5.16.</b> Caracterización de las alimentaciones a las plantas desmineralizadoras....	127
<b>Tabla 5.17.</b> Parámetros operacionales de las plantas desmineralizadoras. ....	128
<b>Tabla 5.18.</b> Simulación de la nueva entrada para la planta desmineralizadora N° 2. ....	129
<b>Tabla 5.19.</b> Simulación de la nueva entrada para la planta desmineralizadora N° 3. ....	130
<b>Tabla 5.20.</b> Datos operacionales de la regeneración de los filtros de DMAY-2/3. ....	131
<b>Tabla 5.21.</b> Caudal aportado por cada paso en la regeneración de los filtros de DMAY-2/3. .....	132
<b>Tabla 5.22.</b> Análisis físico-químicos de las alimentaciones a los tanques de agua recuperada.....	133
<b>Tabla 5.23.</b> Comportamiento hidráulico de los tanques de agua recuperada. ....	136

---

---

<b>Tabla 5.24.</b> Análisis de sensibilidad del agua alimentada a las plantas WZAY con la nueva composición del <b>TK-1011</b> . .....	137
<b>Tabla 5.25.</b> Análisis de sensibilidad del agua clarificada de los asentadores con la nueva composición del <b>TK-1011</b> . .....	138
<b>Tabla 5.26.</b> Análisis de sensibilidad del agua alimentada a las plantas WZAY con la nueva composición del <b>TK-1111</b> . .....	140
<b>Tabla 5.27.</b> Análisis de sensibilidad del agua clarificada de los asentadores con la nueva composición del <b>TK-1111</b> . .....	141
<b>Tabla 5.28.</b> Análisis de sensibilidad del afluente a las plantas WZAY con la nueva composición de los <b>TK-1011 y TK-1111</b> .....	143
<b>Tabla 5.29.</b> Análisis de sensibilidad del agua clarificada de los asentadores con la nueva composición del <b>TK-1011 y TK-1111</b> . .....	144
<b>Tabla 5.30.</b> Consumo de químicos en el asentador. ....	146
<b>Tabla 5.31.</b> Parámetros operacionales de las plantas de ablandamiento en caliente.....	148
<b>Tabla 5.32.</b> Simulación de la nueva entrada para los intercambiadores catiónicos de las plantas WZAY. ....	150
<b>Tabla 5.33.</b> Evaluación de costos.....	151
<b>Tabla 5.34.</b> Bases de diseño para las instalaciones de la recuperación de agua sin tratamiento. ....	153
<b>Tabla 5.35.</b> Características físico-químicas de los tanques de neutralización. ....	159
<b>Tabla 5.36.</b> Características generales de los métodos de desalación para el tratamiento de agua salobre. ....	163
<b>Tabla 5.38.</b> Costos de agua producto para varias tecnologías en tratamiento de aguas salobres. ....	165
<b>Tabla 5.37.</b> Matriz de selección de tecnologías.....	166
<b>Tabla 5.39.</b> Características del orificio de restricción. ....	177
<b>Tabla 5.40.</b> Bases de diseño para la instalación de la planta de OI en DMAY-2. ....	178
<b>Tabla 5.41.</b> Bases de diseño para la instalación de la planta de OI en DMAY-3. ....	185
<b>Tabla 9.1.</b> Análisis de los pasos no recuperables sin tratamiento de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-2. ....	203
<b>Tabla 9.2.</b> Análisis de los pasos no recuperables sin tratamiento de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2.....	206

---

---

<b>Tabla 9.3.</b> Análisis de los pasos no recuperables sin tratamiento de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3. ....	209
<b>Tabla 9.4.</b> Análisis de los pasos no recuperables sin tratamiento de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3. ....	212
<b>Tabla 9.5.</b> Análisis de los pasos actualmente recuperados de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2. ....	214
<b>Tabla 9.6.</b> Análisis de los pasos actualmente recuperados de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3. ....	215

## LISTA DE FIGURAS

CONTENIDO	PÁGINA
<b>Figura 1.1.</b> Distribución de agua cruda en la Refinería de Amuay.....	2
<b>Figura 2.1.</b> Esquema básico de un proceso de desalación.....	8
<b>Figura 2.2.</b> Esquema de una planta de evaporación súbita por efecto flash. ....	11
<b>Figura 2.3.</b> Destilación múltiple efecto (MED) con evaporadores horizontales.....	12
<b>Figura 2.4.</b> Esquema típico del termocompresor acoplado a una planta TVC con evaporadores horizontales.....	14
<b>Figura 2.5.</b> Esquema de un colector solar para destilación. ....	15
<b>Figura 2.6.</b> Diagrama de la compresión de vapor (CV) con evaporador de tubos verticales. ....	17
<b>Figura 2.7.</b> Proceso natural de ósmosis.....	18
<b>Figura 2.8.</b> Proceso de ósmosis inversa. ....	19
<b>Figura 2.9.</b> Desalación por ósmosis inversa (OI) con turbina Pelton incorporada. ....	20
<b>Figura 2.10.</b> Proceso de electrodiálisis. ....	21
<b>Figura 2.11.</b> Esquema de desmineralización con sílice presente en las plantas desmineralizadoras de la Refinería de Amuay. ....	24
<b>Figura 2.12.</b> Esquema de regeneración en cocorriente. ....	27
<b>Figura 2.13.</b> Esquema de regeneración en contracorriente. ....	28
<b>Figura 2.14.</b> Esquema de regeneración en flujo dividido. ....	29
<b>Figura 2.15.</b> Esquema de ablandamiento en caliente-zeolita presente en la Refinería de Amuay.....	29
<b>Figura 2.16.</b> Comportamiento de la alcalinidad vs. pH.....	30
<b>Figura 3.1.</b> Diagrama simplificado de la planta desmineralizadora N° 2.....	42
<b>Figura 3.2.</b> Diagrama simplificado de la planta desmineralizadora N° 3.....	43
<b>Figura 3.3.</b> Diagrama simplificado de la planta de ablandamiento N° 2.....	50
<b>Figura 3.4.</b> Diagrama simplificado de la planta de ablandamiento N° 3.....	51
<b>Figura 4.1.</b> Actuales alimentaciones a los tanques de agua recuperada.....	76
<b>Figura 4.2.</b> Nuevas alimentaciones a los tanques de agua recuperada. ....	79

---

<b>Figura 4.3.</b> Sistema de alimentación de agua a las plantas de ablandamiento en caliente. ....	79
<b>Figura 4.4.</b> Esquema de alimentación de agua simulado para las plantas de ablandamiento en caliente. ....	81
<b>Figura 5.1.</b> Comportamiento del efluente del paso: Servicio CAD - 1er contralavado CAF de DMAY-2.....	105
<b>Figura 5.2.</b> Comportamiento del efluente del paso: Contralavado CAD - Disponible CAF de DMAY-2.....	106
<b>Figura 5.3.</b> Comportamiento del efluente del paso: 1er contralavado ALE de DMAY-2.	110
<b>Figura 5.4.</b> Comportamiento del efluente del paso: Precalentamiento ALE de DMAY-2.	111
<b>Figura 5.5.</b> Comportamiento del efluente del paso: Servicio CAD - Lavado superficial CAF de DMAY-3.....	115
<b>Figura 5.6.</b> Comportamiento del efluente del paso: Contralavado CAD de DMAY-3.....	116
<b>Figura 5.7.</b> Comportamiento del efluente del paso: Contralavado ALE de DMAY-3.....	119
<b>Figura 5.8.</b> Comportamiento de los sólidos suspendidos en el efluente del paso “contralavado” de los intercambiadores iónicos.....	130
<b>Figura 5.9.</b> Diagrama de las instalaciones requeridas en DMAY-2 para la recuperación de agua sin la aplicación de tratamiento.....	154
<b>Figura 5.10.</b> Diagrama de las instalaciones requeridas en DMAY-3 para la recuperación de agua sin la aplicación de tratamiento.....	156
<b>Figura 5.11.</b> Esquema del balance de masa en los módulos de ósmosis inversa.....	169
<b>Figura 5.12.</b> Ubicación de la planta de ósmosis inversa dentro del BQ-11.....	174
<b>Figura 5.13.</b> Curva de cabezal vs. capacidad para el trasegado del TK-1010 al TK-68 con mínimo cabezal estático en el tanque TK-1010 y dos bombas operativas en paralelo. ...	176
<b>Figura 5.14.</b> Instalaciones para la planta de ósmosis inversa en el Bloque-11. ....	180
<b>Figura 5.15.</b> Ubicación de la planta de ósmosis inversa dentro del BQ-6.....	184
<b>Figura 5.16.</b> Instalaciones para la planta de ósmosis inversa en el Bloque-6. ....	187
<b>Figura 9.1.</b> Comportamiento del efluente del paso: Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF de DMAY-2.....	204
<b>Figura 9.2.</b> Comportamiento del efluente del paso: Servicio CAD - 2do contralavado CAF de DMAY-2.....	204
<b>Figura 9.3.</b> Comportamiento del efluente del paso: Enjuague CAD - Enjuague CAF de DMAY-2. ....	205

---

---

<b>Figura 9.4.</b> Comportamiento del efluente del paso: Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF de DMAY-2.....	205
<b>Figura 9.5.</b> Comportamiento del efluente del paso: Desplazamiento ALE de DMAY-2. .	207
<b>Figura 9.6.</b> Comportamiento del efluente del paso: 2do contralavado ALE de DMAY-2.	207
<b>Figura 9.7.</b> Comportamiento del efluente del paso: Enjuague a neutralización ALE de DMAY-2. ....	208
<b>Figura 9.8.</b> Comportamiento del efluente del paso: Desplazamiento CAD-Desplazamiento CAF de DMAY-3. ....	210
<b>Figura 9.9.</b> Comportamiento del efluente del paso: Enjuague CAD - Disponible CAF de DMAY-3. ....	210
<b>Figura 9.10.</b> Comportamiento del efluente del paso: Servicio CAD - Enjuague CAF de DMAY-3. ....	211
<b>Figura 9.11.</b> Comportamiento del efluente del paso: Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF de DMAY-3.....	211
<b>Figura 9.12.</b> Comportamiento del efluente del paso: Desplazamiento ALE de DMAY-3.	213
<b>Figura 9.13.</b> Comportamiento del efluente del paso: Enjuague a neutralización ALE de DMAY-3. ....	213
<b>Figura 9.14.</b> Índice de tuberías para la recuperación de agua sin la aplicación de tratamiento. ....	225
<b>Figura 9.15.</b> Notas generales para índice de tuberías. ....	226
<b>Figura 9.16.</b> Hoja de especificación del orificio de restricción.....	227
<b>Figura 9.17.</b> Índice de tuberías para la planta de ósmosis inversa de DMAY-2. ....	228
<b>Figura 9.18.</b> Índice de tuberías para la planta de ósmosis inversa de DMAY-3. ....	229

---

## LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS

### Símbolos:

B: Alcalinidad de bicarbonatos en  $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .

“P”: Alcalinidad al anaranjado de metilo en ppm de  $\text{CaCO}_3$ .

“M”: Alcalinidad a la fenoltaleína en ppm de  $\text{CaCO}_3$ .

“O”: Alcalinidad  $\text{OH}^-$  en ppm de  $\text{CaCO}_3$ .

$C'_i$ : Concentración de la sustancia “i” expresada como ppm de  $\text{CaCO}_3$ .

$C_i$ : Concentración másica de la sustancia “i” en  $\text{mg/l}$ .

$[\text{OH}^-]$ : Concentración molar de iones hidróxido en  $\text{mol/l}$ .

$[\text{Mg}^{2+}]$ : Concentración molar de iones magnesio en  $\text{mol/l}$ .

$[\text{Mg}(\text{OH})_2]$ : Concentración molar del hidróxido de magnesio en  $\text{mol/l}$ .

$[i]$ : Concentración molar del ion “i” en  $\text{milimol/l}$ .

DC: Dióxido de carbono en  $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .

CaH: Dureza cálcica en  $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .

MgH: Dureza magnésica en  $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .

TH: Dureza total en  $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .

$\text{HCO}_3^-$ : Iones bicarbonatos en ppm de  $\text{CaCO}_3$ .

$\text{CO}_3^{2-}$ : Iones carbonatos en ppm de  $\text{CaCO}_3$ .

$\text{OH}^-$ : Iones hidróxidos en ppm de  $\text{CaCO}_3$ .

$\text{PA}_i$ : Peso atómico del ion “i” en  $\text{g/gmol}$ .

$\text{Peq}_{\text{CaCO}_3}$ : Peso equivalente del carbonato de calcio en  $\text{g/gmol}$  (50  $\text{g/gmol}$ ).

$\text{Peq}_i$ : Peso equivalente de la sustancia “i” en  $\text{g/gmol}$ .

$\text{Kps}_{\text{Mg}(\text{OH})_2}$ : Producto de solubilidad del hidróxido de magnesio (adim.).

### Abreviaturas:

ABD: Lecho del intercambiador aniónico con resina aniónica de base débil.

ABF: Lecho del intercambiador aniónico con resina aniónica de base fuerte.

ADARO: Lugar dentro de la Refinería de Amuay donde se almacena el coque.

ALE: Intercambiador aniónico de lecho estratificado.

APHA: American Pollution Health Association.  
BPE: Boiling Point Elevation.  
BQ-11: Bloque-11.  
BQ-29: Bloque-29.  
CAD: Intercambiador catiónico con resina de ácido débil.  
CAF: Intercambiador catiónico con resina de ácido fuerte.  
CRAY: Unidad de Coquización Retardada de Amuay.  
CRP: Centro Refinador Paraguaná.  
CV: Compresión mecánica de vapor.  
DCAY: Unidad de Desintegración Catalítica de Amuay.  
DEG: Torre desgasificadora de CO<sub>2</sub> o descarbonador.  
DMAY: Unidad de Desmineralización de Amuay.  
ED: Electrodialisis.  
EDR: Electrodialisis reversible.  
FKAY: Unidad de Flexicoquer de Amuay.  
FMA: Acidez mineral libre.  
GIP: Gerencia de Ingeniería de Procesos.  
GOR: Gain Output Ratio o libras de agua dulce producidas por libras de vapor consumido.  
HDAY: Unidad de Hidrodesulfuración de Amuay.  
HDS: Hidrodesulfuración.  
Hidrofalcón: Empresa Hidrológica del Estado Falcón.  
HYAY's: Unidades de Hidrógeno de Amuay.  
Kps: producto de solubilidad.  
MED: Destilación multiefecto.  
MF: Microfiltración.  
MPRA: Proyecto de Mejoras de Producción de la Refinería de Amuay.  
MSF: Destilación multiflash.  
OI: Ósmosis inversa.  
PLC: Control lógico programable.  
ppb: partes por billón.  
PTAD: Planta de Agua Dulce de Amuay.  
PVAY: Unidad de Destilación al Vacío de Amuay.  
SERVIAMBCA: Laboratorio de Servicios Ambientales C. A.

SyS: Sección de Servicios y Suministros.

TDS: Sólidos disueltos totales.

TRAY: Unidad de Tratamiento y Recuperación de Aguas Agrias y de Proceso de Amuay.

TVC: Termocompresión de vapor.

UF: Ultrafiltración.

VTE: Intercambiador de tubos verticales.

WZAY: Unidad de Ablandamiento en Caliente de Amuay.

---

## **INTRODUCCIÓN**

La generación de agua con calidad para ser alimentada a las calderas de vapor de alta presión está a cargo de las plantas desmineralizadoras, las cuales emplean el proceso de intercambio iónico. Dicho proceso se basa en las propiedades de ciertos materiales que en contacto con soluciones acuosas son capaces de tomar iones de la solución y anexarlos a su propia estructura, cediendo en forma equivalente otros iones diferentes en tipo y valencia a la solución. Este proceso es reversible y el material intercambiador de iones puede ser devuelto a las condiciones iniciales al ponerlo en contacto con una solución adecuada llamada regenerante, ácido sulfúrico ó hidróxido de sodio, que son enviadas a un tanque para ser neutralizadas antes de ser vertidas en el desagüe.

La finalidad de este Trabajo Especial de Grado es la minimización de los actuales desechos provenientes de la regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras del Centro Refinador Paraguaná-Amuay. Por ello se plantearon dos etapas, una primera etapa en la cual se realiza el estudio de los pasos de las regeneraciones de las resinas con el objetivo de conocer sus características físico-químicas, y a partir de estos análisis seleccionar aquellos pasos que pueden ser recuperados con el simple hecho de desviar su flujo del tanque de neutralización a un nuevo destino. Para el resto de los volúmenes de agua que no puedan ser recuperados en la etapa anterior se plantea la posibilidad de tratarlos con la tecnología apropiada para este tipo de efluentes, por tal motivo se debe buscar entre las tecnologías existentes en el mercado aquella que mejor se ajuste a las necesidades del agua a tratar, con el fin de adecuarla para su inserción al proceso o disponerla finalmente.

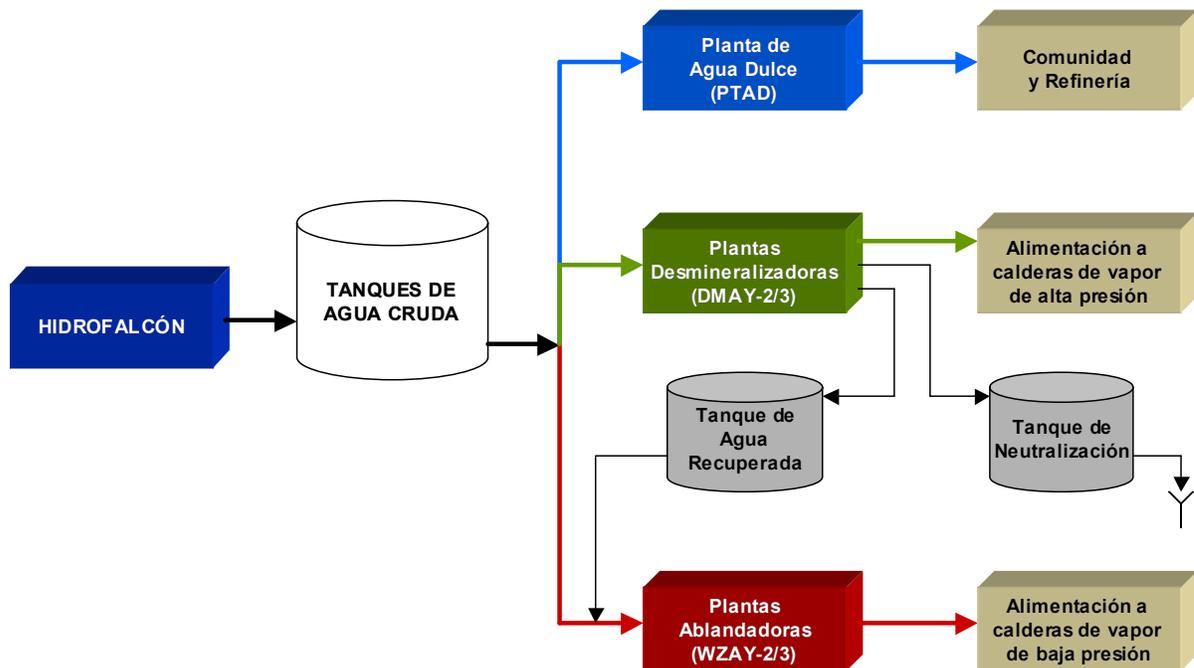
La necesidad de desarrollar este trabajo surge como una fuente alternativa para la obtención de agua cruda, debido a la problemática en las continuas variaciones y disminuciones de los niveles de agua en los embalses de abastecimiento, causada por las prolongadas sequías e incrementos en el consumo de agua por parte de la refinería y poblaciones circunvecinas.

## CAPÍTULO I. FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

A continuación se presentan las bases que permitieron el desarrollo de la investigación, conformadas por el planteamiento del problema y los objetivos, tanto general como específicos.

### I.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El agua proveniente de Hidrofalcón se almacena en tanques donde se distribuye a la planta de agua dulce (PTAD), a las plantas desmineralizadoras (DMAY-2/3) y a las plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2/3). En la planta de agua dulce se obtiene agua para el consumo humano de la comunidad de la refinería y Judibana. En las plantas desmineralizadoras son removidos todos los iones presentes en el agua cruda obteniendo calidad para la generación de vapor de alta presión (600 psig). En las plantas ablandadoras se remueven parcialmente e intercambian los iones responsables de la dureza presentes en el agua alimentada para lograr calidad de generación de vapor de baja presión (15 psig y 145 psig), tal como se muestra en la figura 1.1.



**Figura 1.1.** Distribución de agua cruda en la Refinería de Amuay. **Fuente:** PDVSA.

Desde el arranque de las plantas desmineralizadoras N° 2 y 3 de la Refinería de Amuay, en los años 1982 y 1994 respectivamente, se planteó en sus diseños que el agua de las regeneraciones de las resinas que tuvieran una calidad similar al agua cruda fuera enviada a los tanques de agua recuperada para luego ser tratada en las plantas de ablandamiento en caliente, mientras que el resto de los volúmenes fueran dirigidos a los tanques de neutralización para ser llevados a un pH neutro, y luego ser vertidos al desagüe que se dirige a la laguna artificial y posteriormente a la bahía de Amuay.

Por otra parte, en los últimos años la problemática del abastecimiento de agua en el Estado Falcón se ha agravado, dadas las continuas variaciones y disminuciones de los niveles de agua en los embalses Isiro y Barrancas ocasionados por las prolongadas sequías e incrementos en el consumo industrial y de la comunidad. Esta situación ha generado racionamientos del agua por parte de la Empresa Hidrológica del Estado Falcón (Hidrofalcón), así como revisiones a los consumos de agua de las refinerías del Centro Refinador Paraguaná. Por esta razón, las refinerías han considerado conveniente el estudio del reuso de agua de proceso, entre ellos, el caso de la recuperación del agua desechada en la regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras.

Las plantas desmineralizadoras emplean el proceso de intercambio iónico para remover los cationes y aniones presentes en el agua, por medio del uso combinado de resinas catiónicas y aniónicas. Las resinas tienen como objetivo intercambiar los iones indeseables que están presentes en el agua por iones deseables que están presentes en la resina. Una vez realizado el intercambio y por agotamiento en la resina de los iones deseables, se procede a realizar el proceso de regeneración con una solución concentrada de iones deseables para que éstos se queden en la resina y reiniciar el ciclo. Estas soluciones regeneradoras son el ácido sulfúrico en las resinas catiónicas y el hidróxido de sodio en las resinas aniónicas. Actualmente, la mayor cantidad del volumen de agua utilizado en la regeneración se envía a un tanque donde se neutraliza para ser posteriormente vertido al desagüe.

Debido a que este proceso está considerado como uno de los que desecha un gran volumen de agua en la refinería, la minimización y aprovechamiento de sus efluentes

se presenta como una alternativa viable para disminuir la demanda del agua proporcionada por Hidrofalcón.

En tal sentido, en el año 2000 se realizó un estudio de alternativas que permitieran aprovechar la mayor cantidad posible de este efluente (MIRELES, 2000). Las alternativas de recuperación que se plantearon fueron las siguientes:

1. Cortado de coque en la planta de Coquización Retardada (CRAY).
2. Regado en las pilas de almacenamiento de coque (ADARO).
3. Alimentación a las plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2/3).
4. Regeneración de los intercambiadores catiónicos ciclo sodio de las plantas de ablandamiento en caliente.

La opción de **cortado de coque** se descalificó por su alta dureza (1.000 ppmCaCO<sub>3</sub> versus 150 ppmCaCO<sub>3</sub> presentes en el agua cruda) y concentración de sólidos suspendidos, lo cual podría causar deposición en los equipos debido a la precipitación de los sólidos y taponamiento de las tuberías.

La propuesta de utilización en el **regado de coque** es técnicamente factible debido a que el agua de los tanques de neutralización no posee ningún componente físico o químico que afecte las especificaciones exigidas para la venta del coque. El regado de coque es realizado con agua tratada de la planta de tratamiento y recuperación de aguas agrias y de proceso (TRAY), los cuales serían reemplazados por el agua de los tanques de neutralización de DMAY-2/3 que no necesitaría ningún tratamiento previo para su utilización, de esta manera se liberarían 185 gpm de agua de la planta TRAY el cual sería utilizado como alternativa en las plantas de ablandamiento en caliente (WZAY), desplazando así este volumen en agua cruda. Para cumplir esta propuesta se requiere de un tramo de tubería desde TRAY hasta WZAY (ya existente), y de la instalación de un tramo de tubería de 8" de diámetro y 7.000 pies de longitud, con su sistema de bombeo para enviar el agua de neutralización desde DMAY-2/3 hasta la línea que va a ADARO, como estas facilidades no se han llevado a cabo la alternativa de regado de coque no es considerada en el desarrollo de este estudio.

No se recomendó utilizarla como **alimentación a las plantas de ablandamiento en caliente** ni para la **regeneración de los intercambiadores catiónicos de las plantas de ablandamiento en caliente** debido a que por su alta concentración de sulfatos (4.000 ppm versus 60 ppm presentes en el agua cruda) causaría la desactivación de la resina por deposición de sulfato de calcio sobre el lecho. Adicionalmente, debido a su alta dureza reduciría el factor de servicio de los ablandadores de 130 a 23 horas aproximadamente, lo cual representa una disminución del 80% de los ciclos de la unidad.

A pesar que los resultados de este estudio permiten aprovechar parte del agua sin tratamiento alguno en la posibilidad de **regado de coque**, no se recupera toda el agua que se pierde en las regeneraciones de las resinas, razón por la cual existe la necesidad de seguir investigando al respecto para lograr el máximo aprovechamiento de dichos efluentes.

## I.2. OBJETIVOS

Debido a la situación planteada, el objetivo general de este Trabajo Especial de Grado es estudiar alternativas que permitan minimizar los residuos líquidos que se desechan actualmente durante el proceso de regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras del Centro Refinador Paraguaná-Amuay.

Para el logro del mismo se establecen los siguientes objetivos específicos:

- Comprender la filosofía de operación actual del proceso de desmineralización del agua y de regeneración de las resinas.
- Determinar el caudal de agua aportado por la regeneración de las resinas bajo las condiciones actuales de operación.
- Evaluar el proceso de regeneración de las resinas para determinar aquellos volúmenes de agua que pueden ser recuperados.
- Presentar alternativas para el aprovechamiento de los volúmenes recuperados.

- Evaluar el impacto en los procesos aguas abajo al introducir el agua recuperada.
- Estimar el incentivo económico de la alternativa seleccionada.
- Desarrollar la ingeniería básica de las instalaciones requeridas para segregar aquellos pasos recuperables de la regeneración de las resinas.
- Estudiar los diversos procesos que eliminan sólidos disueltos que permitan reutilizar el agua proveniente de la regeneración de las resinas.
- Diseñar la matriz de selección para evaluar técnico-económicamente las diferentes tecnologías existentes en el mercado.
- Evaluar los efectos en los procesos aguas abajo al alimentar el agua tratada.
- Levantar información de las instalaciones disponibles para la colocación de la planta de tratamiento del agua proveniente de los tanques de neutralización.

---

## CAPÍTULO II. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

A continuación se describen las diversas tecnologías existentes en el mercado para la remoción de sólidos disueltos, así como la química de los métodos de desmineralización por intercambio iónico y ablandamiento en caliente por precipitación química con intercambio iónico de las plantas de tratamiento de agua del CRP-Amuay.

### II.1. PROCESOS DE DESALACIÓN

Las impurezas presentes en el agua se clasifican generalmente en sólidos suspendidos y sólidos disueltos. Las concentraciones de las mismas varían ampliamente de acuerdo a la procedencia del agua, tales como: mares, ríos, embalses, pozos o subterráneas. Los sólidos suspendidos (arena, arcilla, rocas pulverizadas, restos orgánicos, etc.), no se disocian en el agua y pueden ser separados por procesos físicos (filtración, decantación, etc.). Los sólidos disueltos son de naturaleza inorgánica y los más abundantes son los bicarbonatos, sulfatos y cloruros de calcio, magnesio y sodio. También se encuentran en proporciones relativamente importantes los nitratos, sales de hierro y magnesio, sílice y ácidos minerales.

La presencia de esta gran variedad de impurezas exige el tratamiento de las aguas antes de su utilización, para hacerlas aptas para las aplicaciones consideradas, o después de su utilización, para evitar todo daño al medio ambiente. El tratamiento trae siempre como consecuencia la formación de residuos que normalmente no pueden devolverse a la naturaleza en el mismo estado en que se encuentran, sino que deben tratarse para reducir su volumen, desecarlos, desinfectarlos, etc. El tratamiento de agua va seguido generalmente por un tratamiento de los residuos generados en dicho proceso.

Las técnicas de tratamiento de aguas cubren una amplia variedad de diferentes procesos de tratamiento y purificación. Para decidir cuál tratamiento aplicar se necesita conocer la calidad del agua, con los correspondientes análisis fisicoquímicos y bacteriológicos y la aplicación a que será destinada el agua, es decir, evaluar las

impurezas presentes en el agua a tratar y las especificaciones de calidad final exigidas y así poder diseñar el tratamiento.

La desalación o desalinización es el proceso de separación de sales de una disolución acuosa, pero que puede ampliarse al proceso de separación del agua de las sales, ya que existen tecnologías que realizan este proceso y el fin último a perseguir es la separación de ambos componentes para el uso del agua producto (VALERO, 2001).

Cualquier planta de desalación tiene un balance global que corresponde al representado de forma simplificada en la figura 2.1 donde aparecen la alimentación, las corrientes de agua dulce (producto) y de salmuera concentrada (rechazo) conteniendo ésta última el resto de las sales; además de la aportación energética necesaria para separar el agua dulce del resto de la solución.



**Figura 2.1.** Esquema básico de un proceso de desalación. **Fuente:** VALERO, 2001.

La recuperación o conversión del proceso viene expresado en un tanto por ciento del agua de alimentación que se recupera como producto. El mismo se fija durante el diseño de la planta en función de la concentración en sales del agua bruta, la deseada en el agua producto y la máxima permitida en la salmuera. Para una calidad fija del agua producto, cuanto mayor es el porcentaje de recuperación de una planta, mayor será la concentración de sales en la salmuera o rechazo.

De los numerosos procesos existentes para desalación de agua, sólo unos pocos han alcanzado un status comercial de importancia. Los diversos procesos están agrupados de acuerdo con el fenómeno implicado. La elección de un proceso u otro viene condicionado por las características físico-químicas del agua de alimentación, por la producción necesaria y por la fuente de energía disponible para impulsar la planta de

desalación. Los costos de tratamiento por unidad de agua producida varían ampliamente, y dependen del tipo de agua (mar/salobre) y la cantidad de energía necesaria.

Los procesos de desalación se pueden clasificar atendiendo a varios criterios. Así se distinguen:

- Procesos que tienen lugar por cambios de fase en el agua: evaporación súbita múltiple etapa, evaporación múltiple efecto y compresión de vapor.
- Procesos que utilizan las propiedades superficiales de las membranas: ósmosis inversa y electrodiálisis.
- Procesos que utilizan las propiedades de ión selectivo de sólidos y líquidos: intercambio iónico.

Otra forma de clasificar los distintos procesos de desalación es aquella que toma en cuenta las diversas formas de energía, como la térmica, mecánica, eléctrica o química; tal como se muestra en la tabla 2.1. La utilidad de esta clasificación está relacionada con los costos relativos de energía de los diferentes procesos, ya que la energía térmica es la más barata, mientras la energía química es la más cara.

**Tabla 2.1.** Procesos de desalación de acuerdo al consumo de energía.

<b>Energía</b>	<b>Proceso</b>	<b>Método</b>
<b>Térmica</b>	Evaporación	Destilación súbita (flash)
		Destilación multiefecto
		Termocompresión de vapor
		Destilación solar
	Cristalización	Congelación
		Formación de hidratos
	Filtración y evaporación	Destilación con membranas
<b>Mecánica</b>	Evaporación	Compresión mecánica de vapor
	Filtración	Ósmosis inversa
<b>Eléctrica</b>	Filtración selectiva	Electrodiálisis
<b>Química</b>	Intercambio	Intercambio iónico
	Precipitación - Intercambio	Ablandamiento en caliente – zeolita

Fuente: VALERO, 2001.

Otra clasificación está basada en la distinción entre la separación del agua de las sales, o a la inversa, separación de las sales del agua. Así en la destilación se separa el agua, mientras que en electrodiálisis se separan las sales.

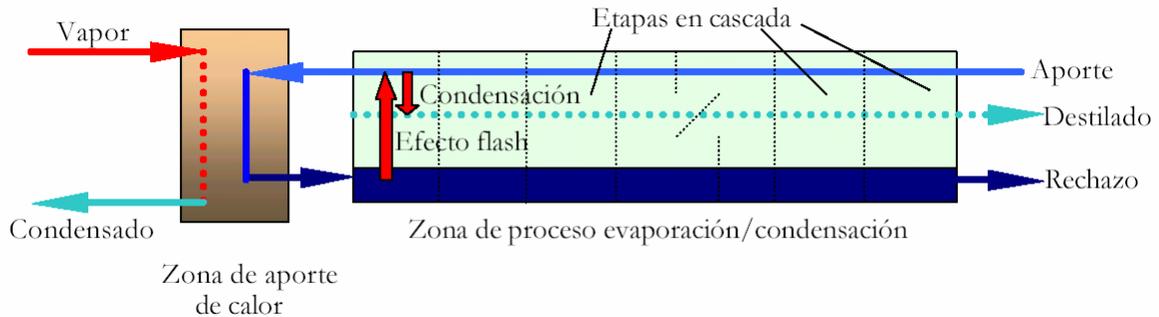
En los siguientes apartados se presenta una breve descripción de los métodos de desalación actualmente existentes de acuerdo a la clasificación por el consumo de energía. Los métodos con energía química serán explicados brevemente en esta sección, y más adelante se describirán a detalle, por ser las tecnologías de tratamiento del agua para la generación de vapor en las calderas del Centro Refinador Paraguaná-Amuay.

### **II.1.1. Tecnologías con energía térmica**

Tal como se indicó anteriormente, las tecnologías que trabajan con energía térmica se presentan en los siguientes métodos:

#### **II.1.1.1. Destilación multistage (MSF)**

La evaporación súbita por efecto flash (Multi Stage Flash Distillation, MSF) se produce cuando un líquido es calentado hasta una temperatura y mediante una cámara flash se reduce la presión hasta que sea menor a la de saturación a esa temperatura, evaporando parte del agua salada. En una planta convencional, el agua alimentada es calentada gradualmente por el interior de los tubos de los intercambiadores de la MSF, hasta llegar a un calentador final que usa como fluido caliente la condensación de un vapor proveniente de la planta de potencia. Posteriormente, el agua alimentada entra de nuevo en los intercambiadores, donde en su parte baja tenemos la cámara flash que provoca la evaporación parcial del agua alimentada. Ese vapor condensa calentando el agua que circula por el interior de los tubos y es recogido en un canal; la pureza de esta agua es casi total aún partiendo de aguas con más de 50.000 ppm de sólidos disueltos totales. El agua alimentada no evaporada pasa a la siguiente etapa más concentrada, por lo que al final del proceso parte de dicha salmuera es tirada de nuevo al mar. Normalmente hay recirculación en el proceso para reducir el consumo de agua de entrada a desalar (UCHE, 2000). La figura 2.2 explica el proceso de forma esquematizada.



**Figura 2.2.** Esquema de una planta de evaporación súbita por efecto flash. **Fuente:** VALERO, 2001.

Es el proceso evaporativo más ampliamente utilizado en el mundo, ello se debe a las siguientes razones (VALERO, 2001):

- Es especialmente válido cuando la calidad del agua bruta no es buena (alta salinidad, temperatura y contaminación del agua aportada).
- Su acoplamiento con plantas de potencia para formar sistemas de cogeneración es muy fácil y permite una gran variabilidad de rangos de operación en ambas plantas.
- Su robustez en la operación diaria frente a otros procesos de destilación es notoria.

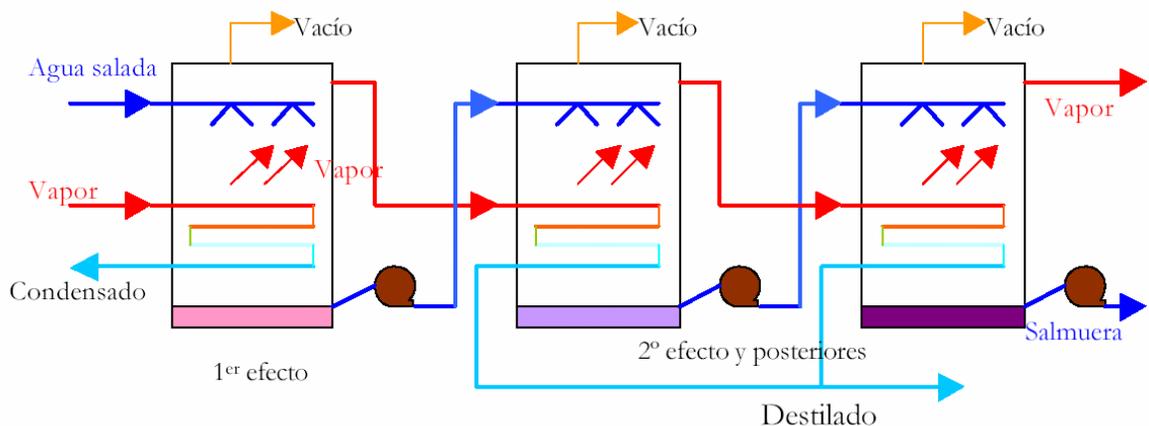
Se suelen construir unidades que van desde 1.000 a 6.000 gpm. El parámetro básico de operación de una MSF es el GOR o cociente de funcionamiento (Gain Output Ratio, o libras de agua dulce producidas por libras de vapor consumido), el cual es una medida del consumo energético de naturaleza térmica necesario en estas plantas. En la práctica un GOR de doce es el límite. Este parámetro da una idea de la cantidad de energía recuperada en el proceso de evaporación de las cámaras flash, y por lo tanto debe ser lo más alto posible. La producción depende lógicamente del caudal de agua bruta introducida y del salto térmico disponible entre la temperatura máxima del agua salada y la temperatura de la última etapa. Teóricamente el número de etapas no es influyente para un GOR dado, pero el número de etapas determina el área de intercambio de calor y por lo tanto para una producción dada es necesario un número de etapas más o menos fijo. Normalmente se diseñan en torno a veinte etapas con una diferencia entre etapas de unos 3 °C (UCHE, 2000).

La capacidad de las plantas MSF es mucho mayor que las otras plantas destiladoras, en virtud a la cantidad de etapas conectadas en cascada sin problemas de

operación. El consumo específico de las plantas MSF es uno de los más altos oscilando entre 12 a 24 KWh/m<sup>3</sup>. A este consumo contribuye el consumo térmico proveniente de la planta productora de electricidad, más alto que otros procesos de destilación debido al efecto flash; y el consumo eléctrico debido al gran número de bombas necesarias para la circulación de los flujos de la planta. Además de su alto costo de operación, su costo de instalación no es más bajo que otros procesos de desalación (VALERO, 2001).

### II.1.1.2. Destilación multiefecto (MED)

Al contrario que en el proceso MSF por efecto flash, en la destilación por múltiple efecto (MED) la evaporación se produce de forma natural en una cara de los tubos de un intercambiador aprovechando el calor latente desprendido por la condensación del vapor en la otra cara del mismo. Una planta MED (Multi-Effect Distillation) tiene varias etapas conectadas en serie a diferentes presiones de operación, tal como se muestra en la figura 2.3, dichos efectos sucesivos tienen cada vez un punto de ebullición más bajo por el efecto de dicha presión. Esto permite que el agua de alimentación experimente múltiples ebulliciones en los sucesivos efectos sin necesidad de recurrir a calor adicional a partir del primer efecto. El agua salada se transfiere luego al efecto siguiente para sufrir una evaporación y el ciclo se repite, utilizando el vapor generado en cada efecto. Normalmente también existen cámaras flash para evaporar una porción del agua salada que pasa al siguiente efecto, gracias a su menor presión de operación. El consumo específico de este tipo de plantas es menor que las MSF (en torno a los 10-15 KWh/m<sup>3</sup> de agua producida).



**Figura 2.3.** Destilación múltiple efecto (MED) con evaporadores horizontales. **Fuente:** VALERO, 2001.

La primera etapa se nutre de vapor externo (70 a 80 °C) de una turbina de contrapresión. Un condensador final recoge el agua dulce en la última etapa precalentando el agua de aportación al sistema. Por lo tanto, las plantas MED también conforman sistemas de cogeneración al igual que las MSF consumiendo una porción de energía destinada a priori a la producción eléctrica (VALERO, 2001).

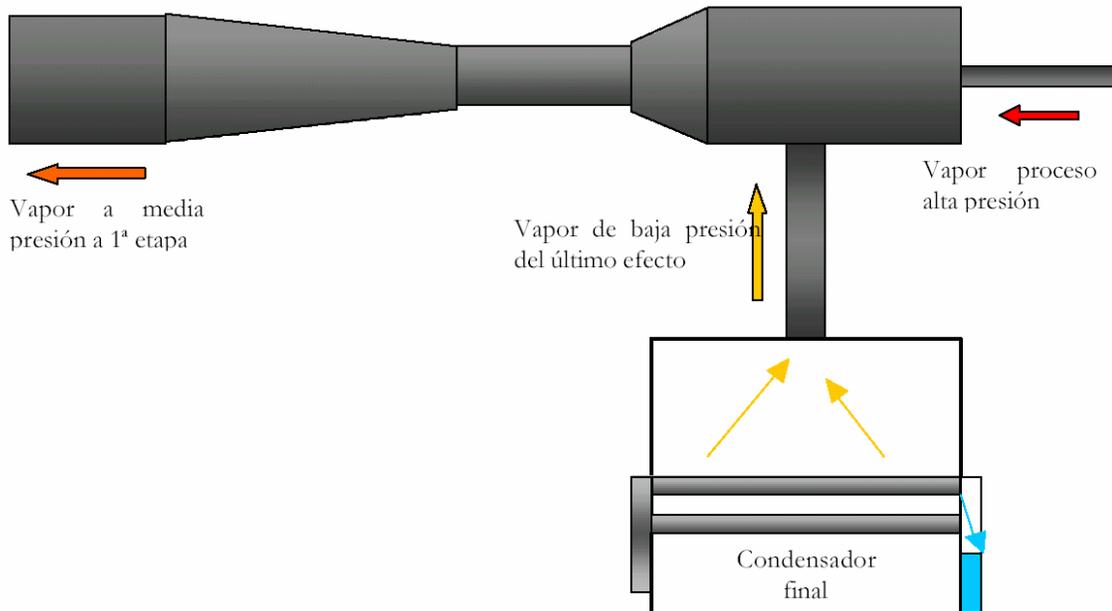
La capacidad de este tipo de plantas suele ser más reducida que las MSF (nunca suele superar los 3.000 gpm). También es verdad que el número máximo de efectos conectados en serie raramente es mayor de 15, a excepción de las MED con múltiples efectos integrados en cada uno de ellos, llegando en este caso a un número total de más de 50. Sin embargo, tienen un mejor rendimiento global con respecto a una MSF: el GOR de este tipo de plantas puede llegar a 15 sin ningún problema, reduciendo por lo tanto el consumo específico de este proceso respecto de una planta MSF con idénticas capacidades. Ello se debe principalmente a la irreversibilidad asociada al proceso de separación flash que aparece en los procesos MSF. Además el consumo eléctrico es menor que la MSF, ya que necesita menos bombas de circulación al no existir recirculación de salmuera (VALERO, 2001).

### **II.1.1.3. Termocompresión de vapor (TVC)**

La compresión térmica de vapor (TVC, Thermal Vapor Compression) obtiene el agua destilada con el mismo proceso que una destilación por múltiple efecto (MED), pero utiliza una fuente de energía térmica diferente: los llamados compresores térmicos (o termocompresores), que consumen vapor de media presión proveniente de la planta de producción eléctrica y que succiona parte del vapor generado en la última etapa a muy baja presión, comprimiéndose y dando lugar a un vapor de presión intermedia a los anteriores adecuado para aportarse a la primera etapa, recordando que es la única que consume energía en el proceso (VALERO, 2001).

La figura 2.4 muestra la configuración típica de una planta TVC con intercambiadores de tubos horizontales. El rendimiento de este tipo de plantas es similar a las de las plantas MED, sin embargo su capacidad desaladora puede ser mucho mayor al

permitirse una mayor adaptabilidad por la toma de vapor de las plantas productoras del mismo.



**Figura 2.4.** Esquema típico del termocompresor acoplado a una planta TVC con evaporadores horizontales.

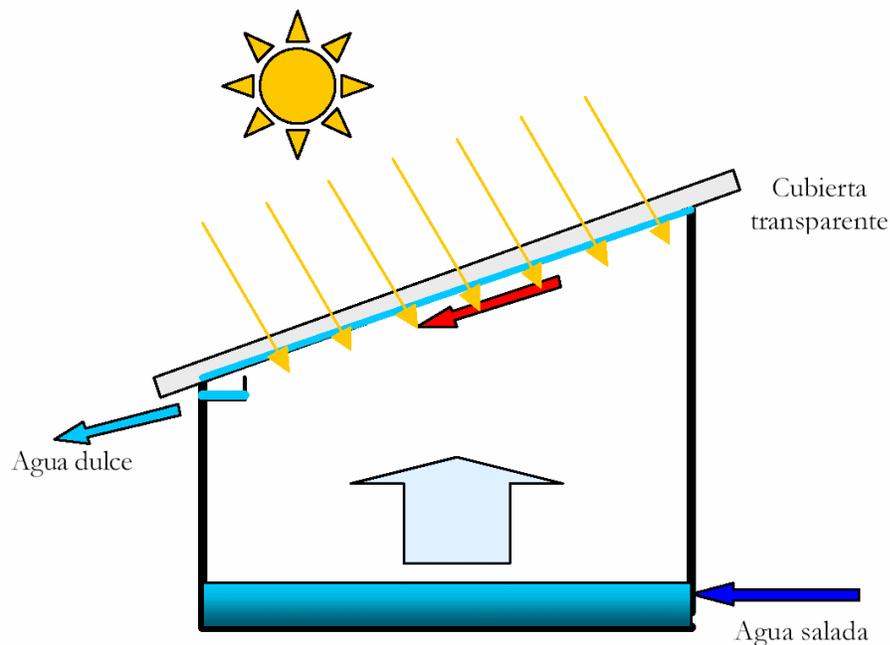
**Fuente:** VALERO, 2001.

#### II.1.1.4. Destilación solar

La destilación solar es el método ideal para producir agua en zonas áridas y muy aisladas del resto de poblaciones. A pesar de tener un costo energético nulo y escasa inversión, su baja rentabilidad reside en su escasa producción por metro cuadrado de colector al destilarse tan sólo unos litros al día en el caso de condiciones climatológicas favorables. Por lo tanto, no se han desarrollado a gran escala en lugares con un consumo elevado de agua dulce.

Hay varias formas de producir agua dulce usando la energía solar, a continuación se describe la destilación por colectores, que se presenta en la figura 2.5. El principio básico es el del efecto invernadero: el sol calienta una cámara de aire a través de un cristal transparente, en cuyo fondo se tiene agua salada en reposo. Dependiendo de la radiación solar y otros factores como la velocidad del viento (que enfría el vidrio exterior),

una fracción de esta agua salada se evapora y se condensa en la cara interior del vidrio. Como dicho vidrio está colocado inclinado, las gotas caen en un canal que va recogiendo dicho condensado evitando que vuelvan a caer a la salmuera. Aunque pueden utilizarse técnicas de concentración de los rayos solares apoyándose en lentes ó espejos (parabólicos ó lisos), no suelen compensar las mayores pérdidas de calor que ello acarrea y su mayor costo económico (VALERO, 2001).



**Figura 2.5.** Esquema de un colector solar para destilación. **Fuente:** VALERO, 2001.

Un reciente estudio de recopilación de plantas de destilación solar muestra una realidad nada halagadora: el total de capacidad instalada a escala mundial no supera los 2.000 gpm, generalmente con colectores parabólicos acoplados a pequeñas unidades MSF ó MED (VALERO, 2001). Queda muy claro que este método hoy por hoy no es competitivo económicamente, tan sólo en lugares aislados de suministro eléctrico y de agua es factible pensar en este tipo de instalaciones.

### II.1.1.5. Congelación

Este proceso consiste en congelar el agua y recoger los cristales de agua pura formados para fundirlos y obtener un agua dulce independientemente de la concentración

del agua inicial. Aunque pueda parecer un proceso muy sencillo tiene problemas de adaptación para su implantación a escala industrial, ya que el aislamiento térmico para mantener las bajas temperaturas y los mecanismos para la separación de los cristales de hielo deben mejorarse para que este proceso sea algún día competitivo (VALERO, 2001).

#### **II.1.1.6. Formación de hidratos**

Es un método basado en el principio de la cristalización. Este consiste en obtener mediante la adición de hidrocarburos a la solución salina unos hidratos complejos en forma cristalina, con una relación molecular de hidrocarburo/molécula de agua del orden de 1/18. Al igual que el proceso anterior, su rendimiento energético es mayor que los de destilación, pero conlleva una gran dificultad tecnológica a resolver en cuanto a la separación y el lavado de los cristales que impiden su aplicación industrial (VALERO, 2001).

#### **II.1.1.7. Destilación con membranas**

Es un proceso combinado de evaporación y filtración. El agua a tratar se calienta para mejorar la producción de vapor, que se expone a una membrana que permite el paso de vapor pero no del agua (membrana hidrófoba). Después de atravesar la membrana el vapor se condensa sobre una superficie más fría para producir agua desalada. En estado líquido esta agua no puede retroceder atravesando la membrana por lo que es recogida y conducida hacia la salida. Desgraciadamente, este proceso sólo ha sido desarrollado a nivel de laboratorio por varios grupos de investigación científica (UCHE, 2000; VALERO, 2001).

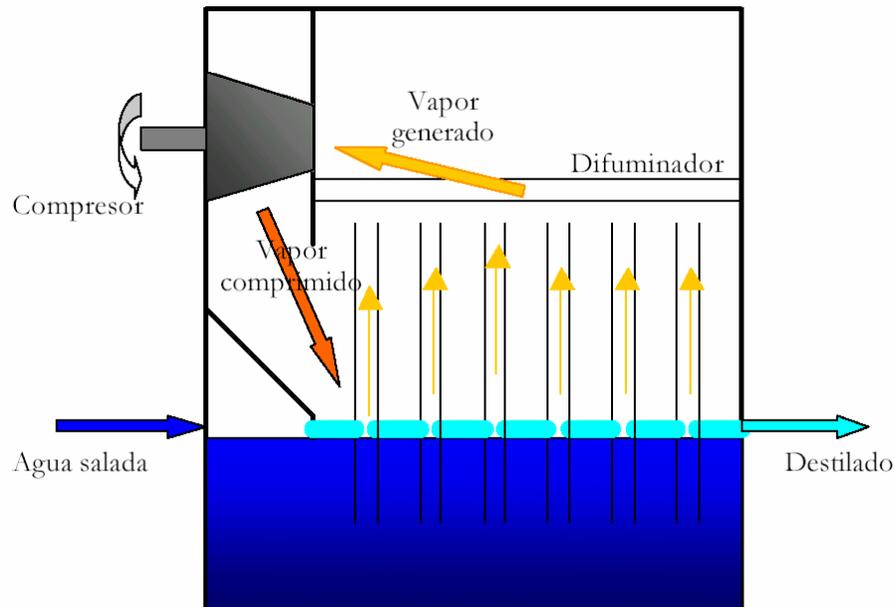
#### **II.1.2. Tecnologías con energía mecánica**

Los métodos que se describen a continuación son las tecnologías que trabajan con energía mecánica:

### II.1.2.1. Compresión mecánica de vapor (CV)

En la compresión mecánica de vapor (CV) se evapora agua salada en un lado de la superficie de intercambio, y se comprime lo suficiente para que condense en el otro lado y pueda mantenerse el ciclo de destilación de agua salvando las pérdidas del proceso y la elevación de la temperatura de ebullición del agua salada respecto al agua pura (Boiling Point Elevation, BPE).

En la figura 2.6 se puede observar el esquema de un compresor de vapor acoplado a un intercambiador de tubos verticales (VTE) de única etapa simplificando todos los elementos auxiliares.



**Figura 2.6.** Diagrama de la compresión de vapor (CV) con evaporador de tubos verticales.

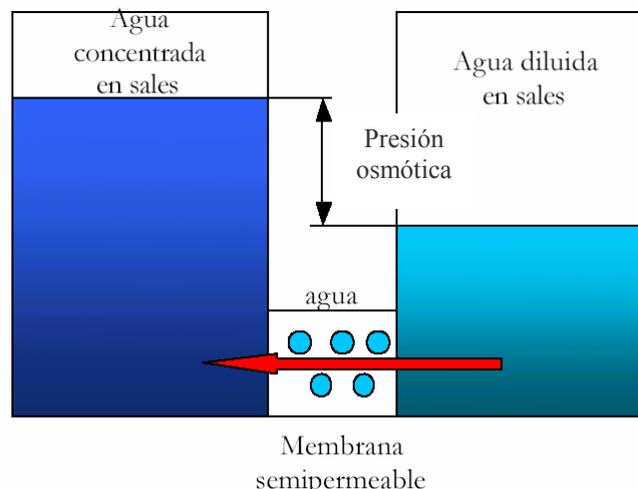
Fuente: VALERO, 2001.

Se puede ver que el vapor interior de los tubos es comprimido a presión atmosférica en torno a 3 psi (un sobrecalentamiento de unos 5° C) en un compresor volumétrico especial para trasegar vapor. El vapor ligeramente sobrecalentado se condensa en el exterior de los tubos del intercambiador, siendo recogido por una bomba en su parte inferior. El consumo específico de estas instalaciones es el más bajo de los procesos de destilación: normalmente el consumo eléctrico equivalente está sobre los 10

KWh/m<sup>3</sup> (la mitad que una planta MSF). A pesar de esto, tiene un gran inconveniente: la inexistencia de compresores volumétricos de vapor de baja presión de tamaño suficiente para una producción considerable. Así no se conocen unidades CV mayores de 1.000 gpm, y estos compresores sólo permiten un máximo de 3 etapas a diferentes presiones conectadas en cascada (de ser necesarias más etapas se deben instalar nuevos compresores) (VALERO, 2001).

### II.1.2.2. Ósmosis inversa (OI)

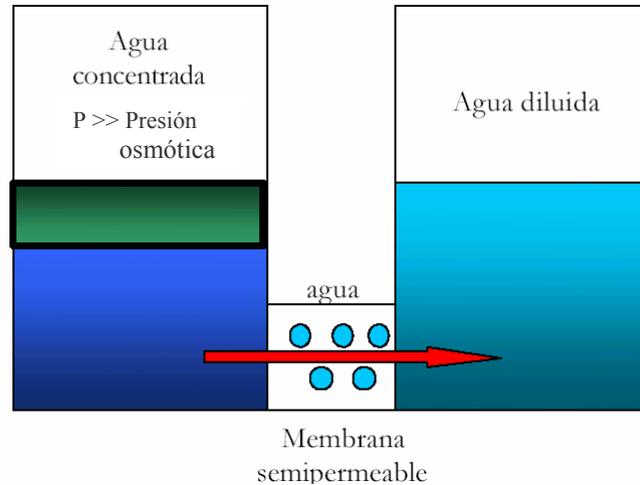
Cuando dos soluciones con diferentes concentraciones se unen a través de una membrana semipermeable (permite el paso de agua pero no de sales), existe una circulación natural de la solución menos concentrada para igualar las concentraciones finales, con lo que la diferencia de altura obtenida (suponiendo que los niveles iniciales son iguales en ambas soluciones) se traduce en una diferencia de presión, llamada presión osmótica. Este proceso se esquematiza en la figura 2.7.



**Figura 2.7.** Proceso natural de ósmosis. **Fuente:** VALERO, 2001.

Sin embargo, aplicando una presión externa que sea mayor a la presión osmótica de una disolución respecto a la otra, como se muestra en la figura 2.8, el proceso se puede invertir haciendo circular agua de la disolución más concentrada y purificando la zona con menor concentración, obteniendo finalmente un agua de pureza admisible aunque no comparable a la de procesos de destilación, por lo que es altamente

recomendable para la filtración de aguas salobres, en las que la sal a rechazar es mucho menor que en aguas marinas.



**Figura 2.8.** Proceso de ósmosis inversa. **Fuente:** VALERO, 2001.

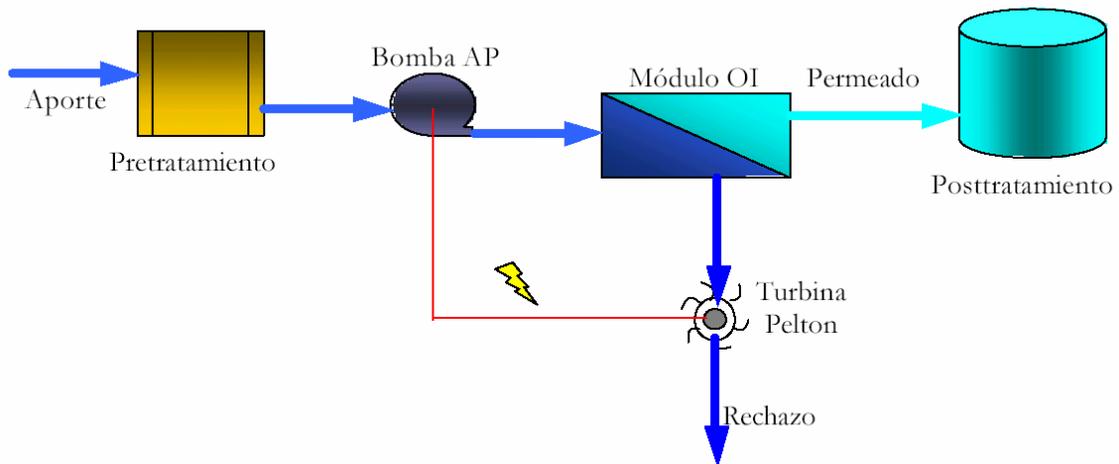
La cantidad de permeado depende de la diferencia de presiones aplicada a la membrana, sus propiedades y la concentración del agua a tratar, y la calidad del agua permeada suele estar en torno a los 300-500 ppm de sólidos disueltos totales (TDS), cifra en un orden de magnitud mayor al agua obtenida en un proceso de evaporación.

La membrana aplicada en ósmosis inversa debe resistir presiones mucho mayores a la diferencia de presiones osmóticas de ambas soluciones. Por ejemplo, un agua a tratar de 35.000 ppm de TDS a 25 °C tiene una presión osmótica de alrededor de 400 psi, pero son necesarios 1.000 psi para obtener permeado. Además la membrana debe ser permeable al agua para permitir el flujo y rechazar un porcentaje elevado de sales.

Una planta de OI es mucho más compleja que una agrupación de módulos y una o varias bombas, por ejemplo, las membranas se ensucian muy fácilmente con la operación continua y necesita un pretratamiento intensivo (mayor que en los procesos de destilación). En la figura 2.9 se presenta un esquema de la planta de ósmosis inversa, donde se debe incluir uno o varios de los siguientes pretratamientos:

- Clorinación para reducir la carga orgánica y bacteriológica del agua bruta.
- Filtración con arena para reducir la turbidez.

- Acidificación para reducir el pH y limitar la formación de depósitos calcáreos.
- Inhibición con polifosfatos de la formación de sulfatos de calcio y bario.
- Declorinación para eliminar el cloro residual.
- Cartuchos de filtrado de partículas requeridos por los fabricantes de membranas.
- Microfiltración (MF) y ultrafiltración (UF) en el caso de aplicaciones industriales muy específicas ó en reutilización de aguas residuales.



**Figura 2.9.** Desalación por ósmosis inversa (OI) con turbina Pelton incorporada. **Fuente:** VALERO, 2001.

El proceso de ósmosis inversa presenta las siguientes ventajas con respecto a otras tecnologías (VALERO, 2001):

- El consumo eléctrico específico de una instalación de ósmosis inversa es el menor de los estudiados hasta ahora ( $6-8 \text{ KWh/m}^3$ ), pero se puede aprovechar la energía contenida en la salmuera rechazada a alta presión para rebajar esa cifra hasta por debajo de  $3 \text{ KWh/m}^3$ .
- Al ser un proceso de filtración, el costo energético depende de la concentración del agua alimentada, cosa que no ocurre en las tecnologías de evaporación.
- Permite una adaptabilidad mayor que otras plantas a una ampliación de su capacidad si la demanda es creciente en la zona.
- Los costos de inversión de una instalación de OI están por debajo de otras tecnologías de destilación.

### II.1.3. Tecnologías con energía eléctrica

El proceso que trabaja con energía eléctrica es la filtración selectiva, por medio de la electrodiálisis (ED). Este proceso permite la desmineralización de aguas salobres haciendo que los iones con carga positiva y negativa se muevan hacia diferentes zonas dentro del equipo como consecuencia de la aplicación de un potencial eléctrico, y la utilización de membranas selectivas que sólo permitan el paso de los iones de una solución electrolítica como es el agua salada.

El proceso puede verse más claramente en la figura 2.10, donde los iones van a los compartimientos atraídos por los electrodos del signo contrario, dejando en recipientes paralelos el agua pura y en los demás el agua salada más concentrada. Es un proceso que sólo puede separar sustancias que están ionizadas y por lo tanto su utilidad y rentabilidad está sólo especialmente indicada en el tratamiento de aguas salobres ó reutilización de aguas residuales, con un consumo específico y de mantenimiento comparable en muchos casos a la ósmosis inversa (VALERO, 2001).

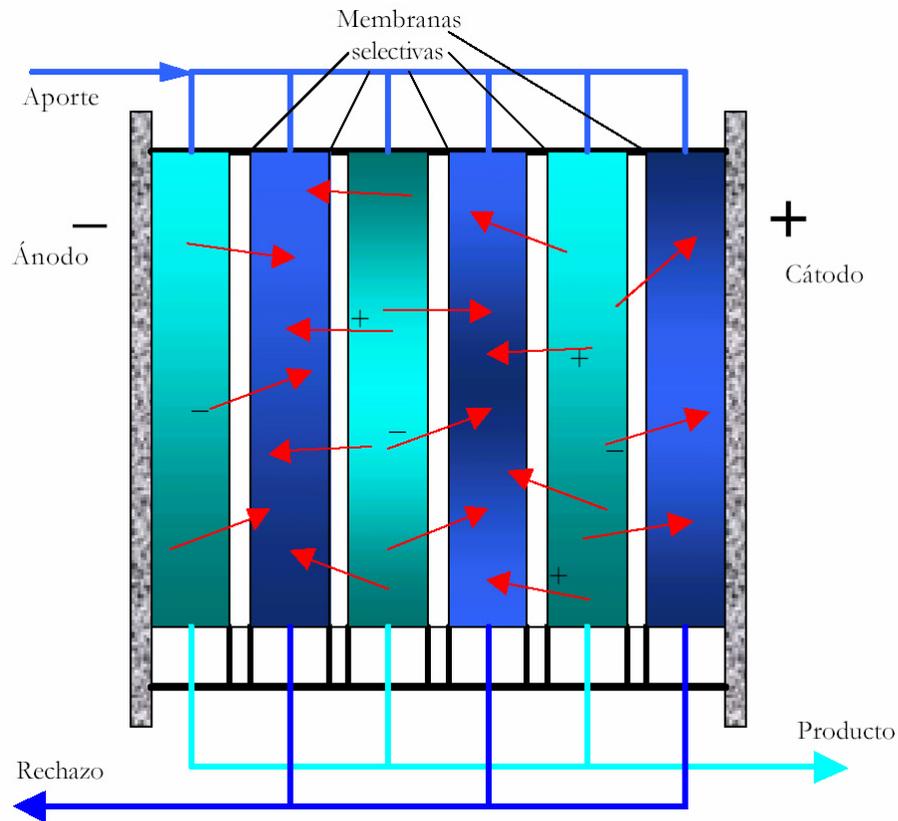


Figura 2.10. Proceso de electrodiálisis. Fuente: VALERO, 2001.

Sin embargo, este proceso sólo funciona para aguas salobres de uno a tres gramos por litro de sal en el agua, con un rechazo en torno al 75% y un consumo específico ínfimo, de alrededor de 1 KWh/m<sup>3</sup>. Fuera de estos rangos de operación el consumo se dispara y no es competitivo bajo ningún concepto (UCHE, 2000).

En algunas ocasiones, la polaridad de los ánodos y cátodos se invierte alternativamente para evitar el ensuciamiento de las membranas selectivas al paso de dichos iones, en este caso se habla de electrodiálisis reversible (EDR).

#### **II.1.4. Tecnologías con energía química**

Los métodos que emplean energía química están representados por:

##### **II.1.4.1. Intercambio iónico**

Esta tecnología emplea las sustancias insolubles denominadas resinas, que cuentan con la propiedad de intercambiar iones con las sales disueltas al ponerse en contacto. Hay dos tipos de resinas: aniónicas que sustituyen aniones del agua por iones OH<sup>-</sup> (permutación básica), y resinas catiónicas que sustituyen cationes por iones H<sup>+</sup> (permutación ácida). Las resinas normalmente necesitan regeneración con agentes químicos para sustituir los iones fijados en la resina por los iones originales que se han agotado. Su cambio implica un costo difícilmente sustentable para el tratamiento de agua de mar y agua salobre.

La desmineralización por intercambio iónico proporciona agua de gran calidad si la concentración de sal es menor a 1 g/l. Por lo tanto, se utiliza para acondicionar agua para calderas o en procesos industriales como tratamiento de afino. Este proceso tiene una implantación industrial muy profunda en las plantas de tratamiento de aguas para el ciclo de vapor de centrales térmicas (VALERO, 2001).

### II.1.4.2. Ablandamiento en caliente-zeolita

La tecnología de ablandamiento en caliente-zeolita se desglosa en las siguientes etapas: precipitación química, filtración e intercambio catiónico ciclo sodio. Estas tres etapas se desarrollan de manera consecutiva.

En la precipitación química se elimina parcialmente la dureza tanto carbonatada y no carbonatada; añadiendo sales insolubles al agua que reaccionan con los iones libres y forman compuestos insolubles que precipitan. La etapa de filtración elimina las partículas insolubles en suspensión del efluente de la precipitación química hasta un nivel aceptable para la etapa siguiente. En el intercambio catiónico ciclo sodio se realiza el intercambio de los iones calcio y magnesio por los iones sodio presentes en la resina (LAGOVEN, 1990).

Es recomendada cuando el agua a tratar tenga una cantidad de sólidos disueltos totales inferior a 1 g/l. El efluente de esta tecnología es alimentado a procesos de generación de vapor de mediana y baja presión.

## II.2. INTERCAMBIO IÓNICO (DESMINERALIZACIÓN)

El proceso de intercambio iónico que se presenta a continuación es la desmineralización o desionización del agua, en donde son eliminados los siguientes sólidos disueltos:

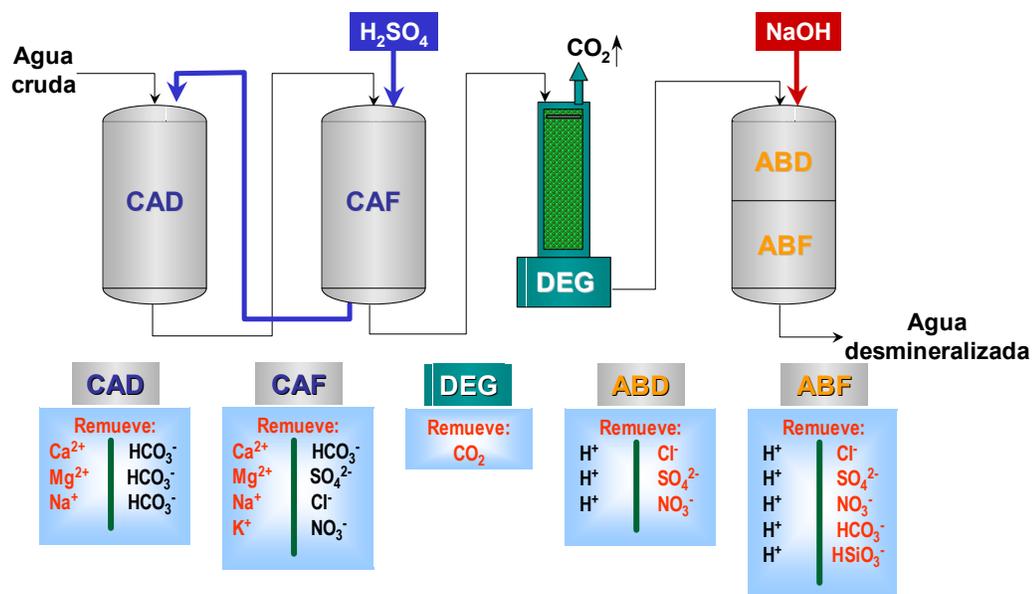
**Tabla 2.2.** Sólidos disueltos removidos en el proceso de desmineralización.

Cationes	Aniones
Calcio ( $\text{Ca}^{2+}$ )	Bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ )
Magnesio ( $\text{Mg}^{2+}$ )	Cloruro ( $\text{Cl}^-$ )
Potasio ( $\text{K}^+$ )	Sulfato ( $\text{SO}_4^{2-}$ )
Sodio ( $\text{Na}^+$ )	Nitrato ( $\text{NO}_3^-$ )
Además, se remueven sílice ( $\text{SiO}_2$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ libre).	

Fuente: LIPESA, 1998; MONGES, 2002.

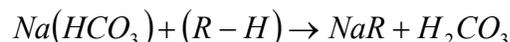
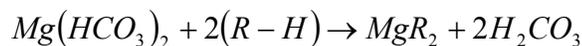
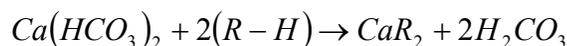
Esencialmente hay dos reacciones de intercambio iónico en la desmineralización. La primera es la eliminación de los cationes antes mencionados a través de una resina catiónica. La siguiente reacción consiste en eliminar los aniones antes citados y la sílice en una resina aniónica.

El sistema que presentan las plantas desmineralizadoras del CRP-Amuay es una desmineralización con eliminación de sílice, tal como se muestra en la figura 2.11, la cual consta de una etapa de intercambio catiónico con una resina ácido débil (CAD) con ciclo hidrógeno ( $H^+$ ), seguido de una segunda etapa de intercambio catiónico con una resina ácido fuerte (CAF) con ciclo hidrógeno ( $H^+$ ), luego una desgasificación intermedia (DEG) y después una etapa de intercambio aniónico del tipo lecho estratificado con una resina aniónica base débil (ABD) y una base fuerte (ABF).

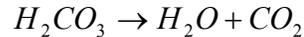


**Figura 2.11.** Esquema de desmineralización con sílice presente en las plantas desmineralizadoras de la Refinería de Amuay.

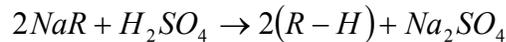
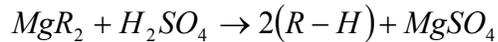
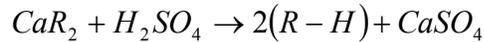
Las reacciones de ablandamiento que se llevan a cabo **en las resinas catiónicas débiles**, para remover los cationes asociados a los bicarbonatos, pueden representarse como siguen:



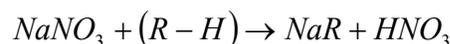
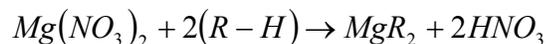
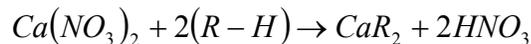
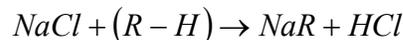
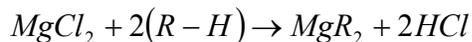
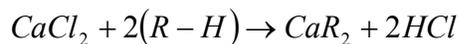
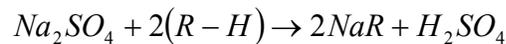
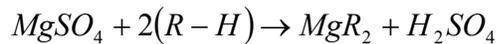
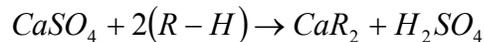
El ácido carbónico ( $H_2CO_3$ ) es en realidad, una mezcla de gas  $CO_2$  y agua ( $H_2O$ ), expresado en la siguiente reacción:



La regeneración se hace con una solución de ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ), presentándose las siguientes reacciones químicas:

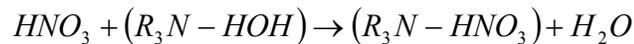
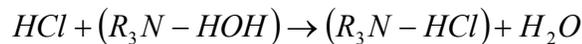
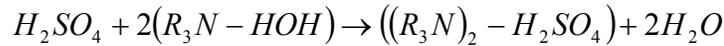


Las reacciones de intercambio iónico que se desarrollan **en las resinas catiónicas fuertes** son para remover los cationes asociados a los bicarbonatos, sulfatos, cloruros y nitratos presentes en el agua. Por tanto las reacciones de intercambio de las resinas catiónicas fuertes son las mismas de las resinas catiónicas débiles más las siguientes reacciones:

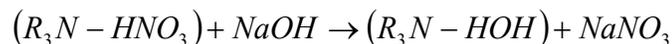
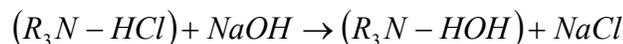
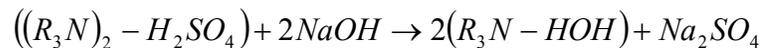


Las reacciones de regeneración que se llevan a cabo en la resinas catiónicas fuertes son las mismas que las resinas catiónicas débiles.

**Las resinas intercambiadoras de aniones de base débil** pueden eliminar los ácidos fuertemente ionizados, tales como el sulfúrico, clorhídrico y nítrico. Utilizando la fórmula  $R_3N$  para expresar el tipo de resina base débil y teniendo en cuenta que al contacto con el agua toman la forma hidratada  $R_3N-HOH$ , se pueden escribir las siguientes reacciones con los ácidos sulfúrico, clorhídrico y nítrico:

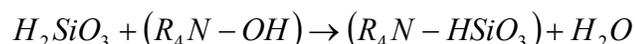
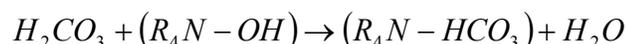
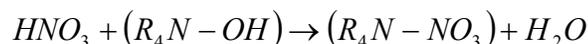
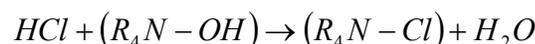
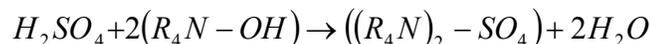


La regeneración se hace con una solución de hidróxido de sodio (NaOH), como se puede ver a continuación:

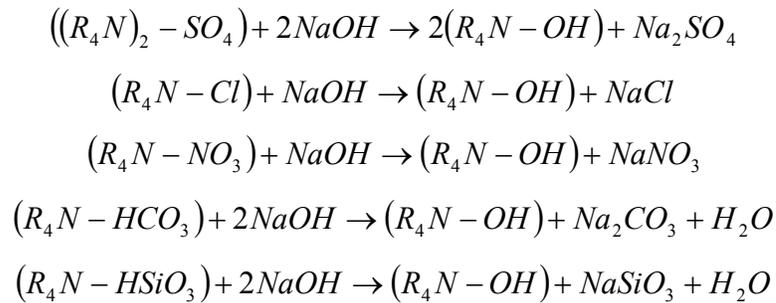


Como los ácidos pocos ionizados no pueden ser eliminados por las resinas de base débil, el efluente contiene la misma cantidad de sílice y un contenido de dióxido de carbono correspondiente al que traía originalmente el agua, más el formado en el paso a través del intercambiador ion-hidrógeno. Casi todo este dióxido de carbono es desplazado con un desgasificador o desaerador al vacío.

**Las resinas intercambiadoras de aniones de base fuerte** pueden eliminar los ácidos fuertemente ionizados y también los ácidos débilmente ionizados, tales como el carbónico y el silícico. Utilizando la fórmula  $R_4N$ , para expresar el tipo de resina base fuerte y teniendo en cuenta su forma hidratada,  $R_4N-OH$ , podemos escribir las siguientes reacciones con los ácidos sulfúrico, clorhídrico, nítrico, carbónico y silícico:



La regeneración se hace con una solución de soda cáustica (NaOH), como se puede ver a continuación:



Los métodos de regeneración de resinas de intercambio iónico que se conocen son los siguientes (LAGOVEN, 1993):

- **Regeneración en cocorriente:** esta regeneración se hace pasando la solución del regenerante a través del intercambiador en la misma dirección que se tiene durante el ciclo normal de operación. Las diferentes fases de la regeneración se presentan en la figura 2.12, en ésta se puede apreciar:
  - Antes de la regeneración los iones A' son desplazados y reemplazados por B'.
  - Durante la regeneración los iones B' son desplazados y reemplazados por A' en el mismo sentido de flujo de la operación normal.
  - Como la cantidad de regenerante es limitada, los iones B' no son completamente removidos y la parte inferior no es regenerada completamente, provocando fuga de iones durante el siguiente ciclo de operación normal.

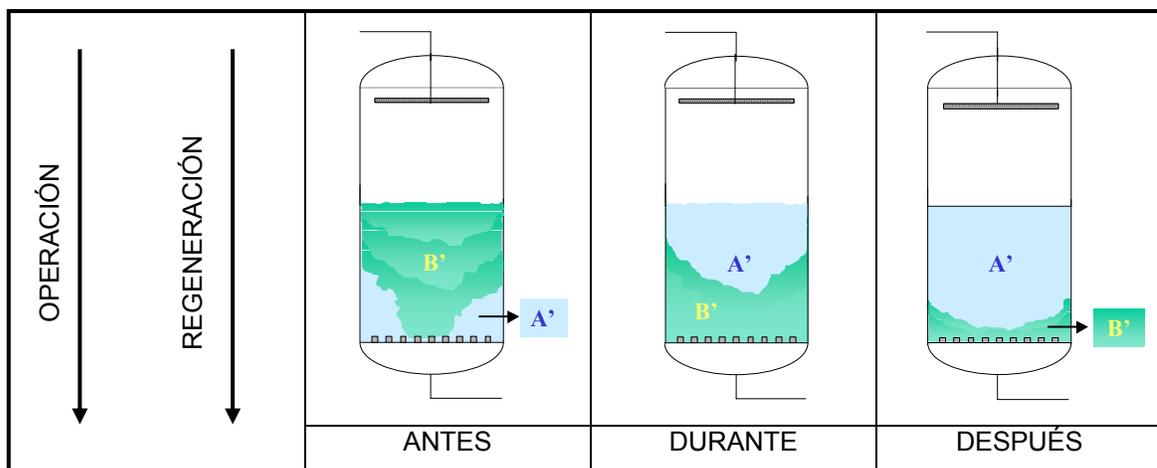


Figura 2.12. Esquema de regeneración en cocorriente.

- **Regeneración en contracorriente:** la solución del regenerante se pasa a través del intercambiador en dirección opuesta a la que tiene durante su ciclo de operación normal. Las fases de este modo de regeneración se presentan en la figura 2.13, en esta se puede apreciar:
  - Antes de la regeneración los iones A' son desplazados y reemplazados por B'.
  - Durante la regeneración los iones B' son desplazados y reemplazados por A' en sentido contrario al flujo de operación.
  - La capa inferior de resina es la primera en ser regenerada, quedando los iones B' remanentes en la parte superior de la misma; de aquí que se obtenga una mejor calidad de agua durante el siguiente ciclo de operación normal.

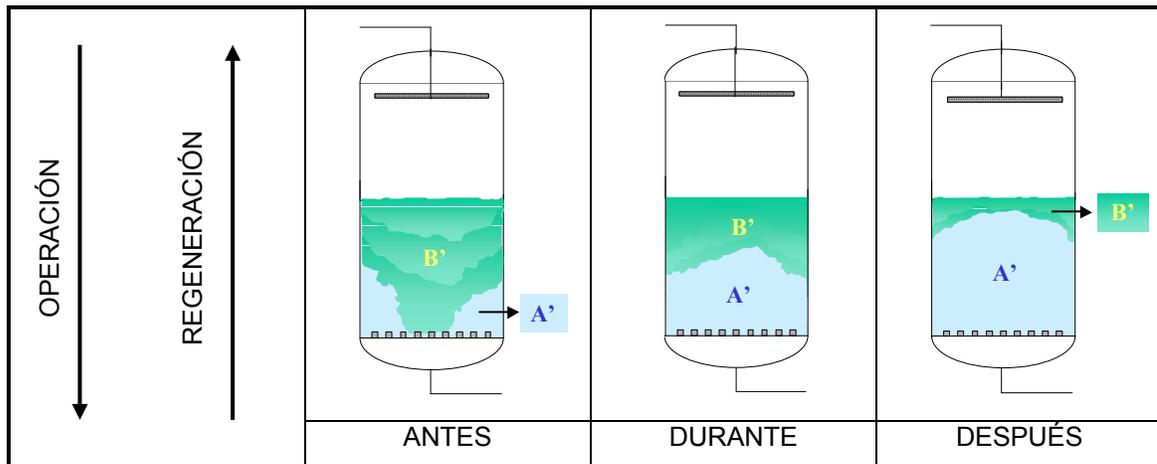


Figura 2.13. Esquema de regeneración en contracorriente.

- **Regeneración en flujo dividido:** la solución del regenerante es dividida en dos corrientes, las cuales entran al intercambiador por debajo y por arriba de la resina, permitiendo una regeneración en ambos sentidos (contracorriente y cocorriente). Las fases que comprenden este modo de regeneración se presentan en la figura 2.14, en esta se puede apreciar:
  - Antes de la regeneración los iones A' son desplazados y reemplazados por B'.
  - Durante la regeneración los iones B' son desplazados y reemplazados por A' tanto en sentido contrario como en el mismo sentido al flujo de operación.

- Los iones B' remanentes que quedan en el centro de la resina son removidos completamente, por lo que la regeneración de la resina es más eficiente que las anteriores (regeneración cocorriente y contracorriente).

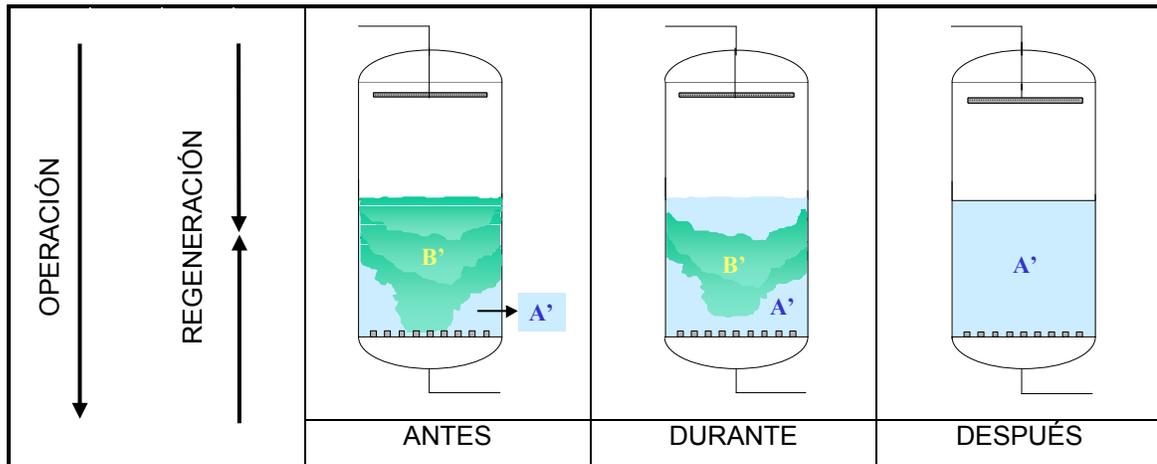


Figura 2.14. Esquema de regeneración en flujo dividido.

### II.3. ABLANDAMIENTO EN CALIENTE-ZEOLITA

El proceso de ablandamiento en caliente-zeolita, se desglosa en tres etapas: precipitación química, filtración y suavización por intercambio iónico; tal como se indica en la figura 2.14.

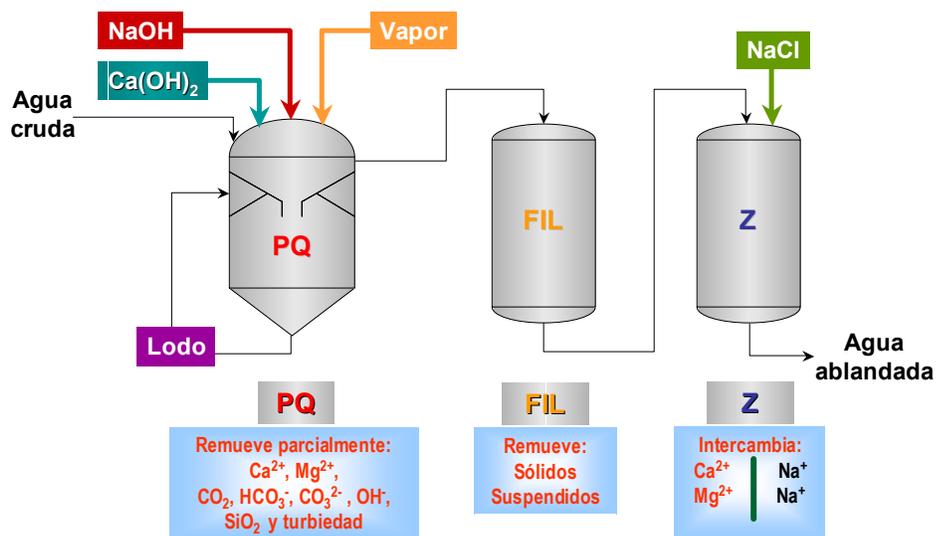


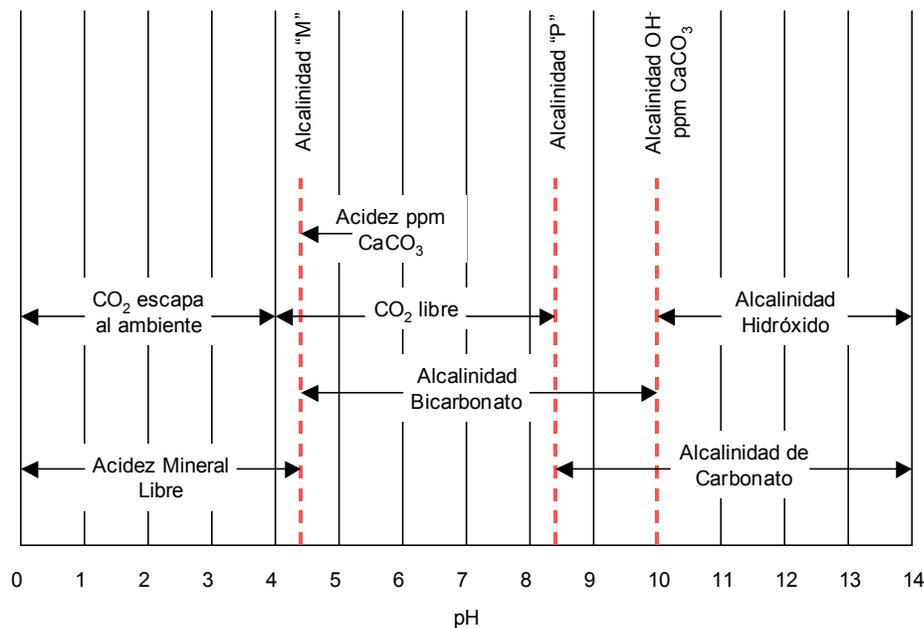
Figura 2.15. Esquema de ablandamiento en caliente-zeolita presente en la Refinería de Amuay.

En la precipitación química debe tenerse conocimiento de los siguientes aspectos: dureza y alcalinidad de agua cruda, efecto del pH sobre las especies de alcalinidad presente en el agua y solubilidades del carbonato de calcio y del hidróxido de magnesio.

La dureza es dada por las concentraciones de iones de calcio y magnesio en el agua. La dureza en el agua se clasifica en dureza carbonatada (temporal) y no carbonatada (permanente). La dureza carbonatada es aquella proveniente por los bicarbonatos de calcio y magnesio; y la no carbonatada es aquella proveniente de sulfatos, cloruros y nitratos, de calcio y magnesio (LIPESA, 1998).

La alcalinidad es la capacidad que tiene un agua para neutralizar ácidos. Por definición, la alcalinidad total o alcalinidad "M" es aquella que reacciona con ácido de tal forma que el pH del agua es reducido al punto de viraje del anaranjado de metilo, alrededor de 4,2-4,4. El otro concepto definido es el de la alcalinidad de la fenoltaleína o alcalinidad "P", que reacciona con ácido de manera que el pH del agua es reducido a 8,2-8,4 (LIPESA, 1998).

La figura 2.16 muestra la variación de la alcalinidad en el rango de pH de 0 a 14:



**Figura 2.16.** Comportamiento de la alcalinidad vs. pH. **Fuente:** LIPESA, 1998.

Es posible concluir que:

- No existe alcalinidad cuando el pH es menor de 4,2-4,4. Sólo existe acidez mineral libre (FMA), la alcalinidad M es igual a 0 y existen en equilibrio el dióxido de carbono y el ácido carbónico.
- En el rango de pH de 4,3-8,3 están en equilibrio el dióxido de carbono, el ácido carbónico y el ion bicarbonato; existe la alcalinidad M y la alcalinidad P es cero. A medida que se acerca el pH a 8,3 va disminuyendo el dióxido de carbono y en el punto de viraje sólo existe ion bicarbonato.
- Cuando el pH está entre 8,3-10,0 se equilibran los iones carbonatos y bicarbonatos en ausencia de dióxido de carbono e iones hidróxidos.
- A partir de pH>10,0 desaparecen los iones bicarbonatos y coexisten los iones carbonatos e hidróxidos.

Las alcalinidades "O", "P" y "M" pueden ser determinadas mediante titulaciones y con las siguientes ecuaciones:

$$"P" = OH^- + \frac{1}{2}CO_3^{2-} \quad (I)$$

$$"M" = HCO_3^- + CO_3^{2-} + OH^- \quad (II)$$

$$"O" = OH^- \quad (III)$$

Donde:

"P": Alcalinidad al anaranjado de metilo en ppm de CaCO<sub>3</sub>.

"M": Alcalinidad a la fenoltaleína en ppm de CaCO<sub>3</sub>.

"O": Alcalinidad OH<sup>-</sup> en ppm de CaCO<sub>3</sub>.

OH<sup>-</sup>: Iones hidróxidos en ppm de CaCO<sub>3</sub>.

CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>: Iones carbonatos en ppm de CaCO<sub>3</sub>.

HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>: Iones bicarbonatos en ppm de CaCO<sub>3</sub>.

Se pueden determinar los iones bicarbonatos, carbonato e hidróxido de acuerdo con las relaciones que se muestran a continuación:

**Tabla 2.3.** Tipo y cantidades de especies alcalinas determinadas por análisis de alcalinidad.

Resultado del análisis	Iones bicarbonatos en ppm de CaCO <sub>3</sub> .	Iones carbonatos en ppm de CaCO <sub>3</sub> .	Iones hidróxidos en ppm de CaCO <sub>3</sub> .
P=0	M	0	0
P<1/2M	M-2P	2P	0
P=1/2M	0	2P	0
P>1/2M	0	2(M-P)	2P-M
P=M	0	0	P

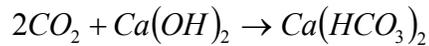
Fuente: LAGOVEN, 1990; LIPESA, 1998.

El proceso de ablandamiento en caliente o también conocido como cal en caliente, mejora al rendimiento del proceso en frío, haciendo uso del hecho de que al aumentar la temperatura la velocidad de las reacciones se incrementan sustancialmente, y que a la temperatura de ebullición del agua, estas reacciones de precipitación química son casi instantáneas. Otro aspecto importante, favorecido por la temperatura, es que la solubilidad del carbonato de calcio, hidróxido de calcio e hidróxido de magnesio disminuye con el aumento de la temperatura. El dióxido de carbono es eliminado por evaporación instantánea sin necesidad de cal. Una de las ventajas más importantes inherentes al hecho de trabajar a altas temperaturas el agua, por encima del punto de ebullición, es la eliminación parcial de la sílice hasta niveles aceptables para su uso en las calderas (VILCHEZ, 1989).

El ablandamiento en caliente efectúa a la vez el calentamiento del agua, desgasificación, eliminación de la dureza del calcio y del magnesio, sílica, alcalinidad excesiva, algo de impurezas como la turbiedad y otras. Para ello, es básico el conocimiento de las reacciones de las durezas cálcica y magnésica con las alcalinidades de carbonatos e hidróxidos. Probablemente la química del ablandamiento del agua se explica o ilustra mejor recurriendo a las reacciones químicas que tienen lugar cuando se

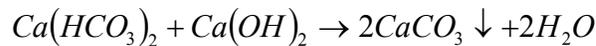
añaden cal y soda cáustica. Hay cuatro procesos que ocurren al reaccionar la cal y la soda con la dureza del agua, ellos son (LAGOVEN, 1990):

1. **Eliminación del dióxido de carbono  $CO_2$ :** la cal será consumida antes que nada por el dióxido de carbono libre que esté presente en el agua:

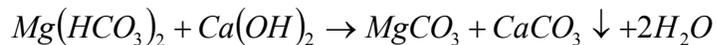


Esta primera reacción produce bicarbonato de calcio adicional al que traía el agua alimentada.

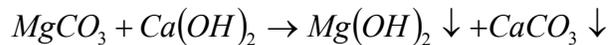
2. **Reducción de la dureza del calcio:** es la reacción principal y convierte el bicarbonato de calcio soluble en carbonato de calcio relativamente insoluble que precipita y es eliminado por sedimentación o filtración:



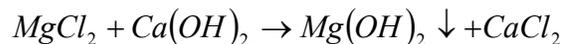
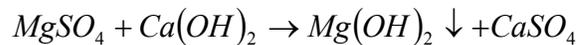
3. **Reducción de la dureza del magnesio:** en el caso del magnesio ocurre en dos etapas, la primera es la conversión del bicarbonato a carbonato soluble:



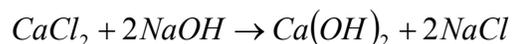
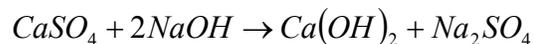
En la segunda reacción el carbonato soluble reacciona con más cal para dar un precipitado de hidróxido de magnesio:



La dureza no carbonatada del magnesio también reacciona con la cal, pero produce dureza no carbonatada de calcio:



4. **Reducción de la dureza no carbonatada con soda:** es la conversión de la dureza no carbonatada de calcio en los siguientes compuestos solubles: cal, sulfato de sodio y cloruro de sodio. Cuando se adiciona soda cáustica se tiene:

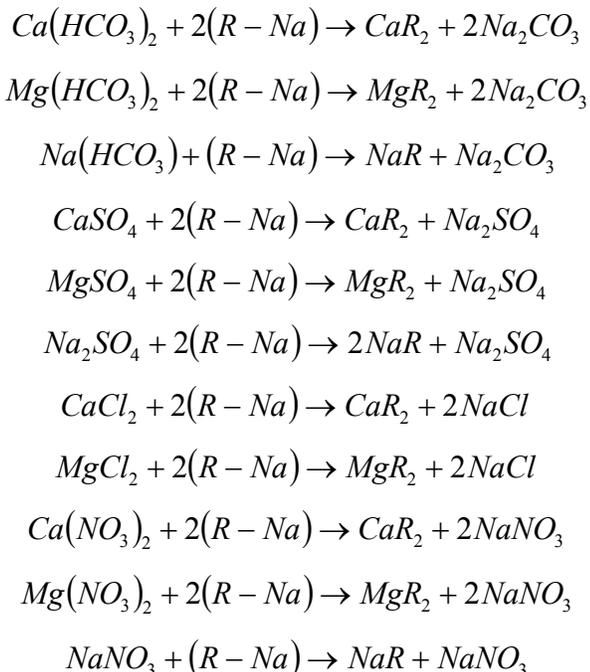


La dureza final del agua estará determinada por la solubilidad de los compuestos  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{Ca(OH)}_2$  y  $\text{Mg(OH)}_2$ , bajo las condiciones de temperatura y presencia de otras sustancias.

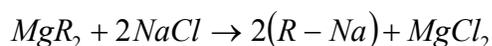
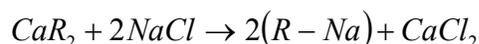
El objetivo de la etapa de filtración es la remoción de todas las partículas insolubles en suspensión del efluente clarificado de la precipitación química hasta un nivel aceptable para el intercambio iónico, paso siguiente a la filtración. De esta manera se evitan problemas de taponamientos, canalizaciones y contaminación.

En la siguiente etapa se desarrolla el intercambio catiónico ciclo sodio, en donde los iones calcio y magnesio son intercambiados por los iones sodio. Los iones sodio presentes en el agua alimentada pasan sin ser afectados a través del lecho. El resultado final es que aún cuando el agua ha sido suavizada, el contenido total de sólidos disueltos no ha disminuido y el efluente contiene los mismos aniones como bicarbonatos, sulfatos, cloruros y nitratos del agua alimentada, más los cationes sodio equivalentes al calcio y magnesio desplazados, y las sales de sodio presentes originalmente.

Las resinas que dan paso al intercambio catiónico ciclo sodio presentan las siguientes reacciones químicas para remover la dureza:



Al saturarse la resina con los iones responsables de la dureza, esta se debe de regenerar por medio de cloruro de sodio (salmuera, NaCl) para que recupere su capacidad de atrapar los iones calcio y magnesio, dándose lugar las siguientes reacciones:



#### II.4. MEDIDAS DE CONCENTRACIÓN EN SOLUCIONES ACUOSAS

Las concentraciones de las soluciones acuosas pueden medirse en gramos por litro (g/l), en moles por litro (gmol/l) o más frecuente en equivalentes por litro (eq/l), pero como las aguas naturales y las industriales en realidad son muy diluidas, es bastante común el empleo de un nivel inferior de unidades: el miligramo por litro (mg/l), que si además la densidad es próxima a 1 Kg/l (lo cual para soluciones diluidas es correcto considerarlo), se tiene entonces que 1 mg/l = 1 ppm (partes por millón), y también se emplean los miliequivalentes por litro (meq/l), el cual se obtiene dividiendo los miligramos por litro entre el peso equivalente de la sustancia (NALCO, 1993).

El peso equivalente, es decir el número de gramos que forman un equivalente, es igual al peso molecular (o el peso del grupo radical) o el peso atómico dividido por la valencia. Por ejemplo: un mol de ácido clorhídrico da lugar a un equivalente en solución acuosa, por ser la unidad la valencia del ion cloruro (Cl<sup>-</sup>), pero un mol de ácido sulfúrico da dos equivalentes en solución, porque la valencia del ion sulfato (SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>) es dos (RG SYSTEMS, 2002).

Otra forma de expresar la concentración de los iones es en función del carbonato de calcio (CaCO<sub>3</sub>). Esta elección es fortuita porque el peso molecular del carbonato de calcio es 100 g/gmol y su peso equivalente es 50 g/gmol, proporcionando una unidad conveniente de intercambio para expresar a todos los iones del agua, en lugar de mostrar cada uno de ellos con su propio peso equivalente (NALCO, 1993).

Por medio de la ecuación IV se pueden transformar ppm de una sustancia en ppm de CaCO<sub>3</sub>:

$$C'_i = \frac{C_i \times Peq_{CaCO_3}}{Peq_i} \quad (IV)$$

Donde:

C'<sub>i</sub>: Concentración de la sustancia "i" expresada como ppm de CaCO<sub>3</sub>.

C<sub>i</sub>: Concentración másica de la sustancia "i" en mg/l.

Peq<sub>CaCO<sub>3</sub></sub>: Peso equivalente del carbonato de calcio en g/gmol (50 g/gmol).

Peq<sub>i</sub>: Peso equivalente de la sustancia "i" en g/gmol.

De esta manera, en la siguiente tabla se presentan algunos parámetros de calidad del agua cruda recibida por la empresa Hidrofalcón, expresados en diversas unidades de concentración:

**Tabla 2.4.** Calidad del agua cruda de Hidrofalcón.

Parámetro	Unidades		
	mg/l	meq/l	ppm CaCO <sub>3</sub>
Calcio	50,1	2,5	125,1
Magnesio	6,8	0,56	28,0
Sodio	18,0	0,78	39,2
Potasio	2,6	0,06	3,3
Hierro	0,1	0,003	0,2
Sulfatos	48,4	1,00	50,4
Cloruros	26,6	0,75	37,6
Nitratos	0,06	0,001	0,05
Bicarbonatos	144,0	2,36	118,1

Fuente: Laboratorio SERVIAMBCA.

## II.5. PROGRAMA IXCALC

El IXCALC versión 1.2.0 para Windows es un software proporcionado por la empresa Rohm and Haas que calcula sistemas de intercambio iónico, de dos maneras:

- 1) **Diseño de equipos:** suministrando el análisis químico del agua y las tasas de flujo, para obtener el volumen de la resina.
- 2) **Evaluación de sistemas existentes:** de los cuales se conoce el volumen de resina y las cantidades de regenerantes; se obtiene el tiempo potencial de las resinas sin que se agoten, es decir, el tiempo para que sean regeneradas.

Adicionalmente el programa permite calcular la caída de presión para todas las resinas que provee Rohm and Haas, como una función del flujo de retrolavado, para cuando la resina se encuentre expandida.

El programa ofrece evaluar los siguientes sistemas de intercambio iónico: suavizador, desalcalinizador, descationizador, desionización, pulidor y remoción de nitrato.

Para cada uno de los procesos el programa realiza sus predicciones de acuerdo a la variación de los siguientes datos suministrados: temperatura del agua, pH, análisis iónico del agua, tasa de flujo de alimentación, además se debe suministrar datos de la resina y de la regeneración, tales como: volumen de resina, profundidad del lecho, cantidad de regenerante, concentración de regenerante, etc. (ROHM & HAAS, 2002).

Los sistemas de intercambio iónico a estudiar son la desionización para las plantas desmineralizadoras y el suavizador para los intercambiadores catiónicos de las plantas de ablandamiento en caliente-zeolita. Para cada uno se evaluará el comportamiento con respecto a: volumen de agua procesada, tiempo de duración del ciclo, concentraciones para las regeneraciones, exceso de regenerantes por equivalente para cada regeneración, la fuga de sodio (por medio de la conductividad) y de sílice en el proceso.

---

## CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS

La mayoría de los procesos químicos requieren de temperaturas específicas, por lo tanto la generación y transporte de energía térmica es de vital importancia dentro de una industria química. Los sistemas más populares para transportar calor y llevarlo hasta los lugares de procesamiento incluyen el empleo de vapor como medio.

En los procesos de refinación de petróleo, la utilización de vapor es de vital importancia dentro de sus operaciones diarias. El sistema de vapor de la Refinería de Amuay tiene como finalidad generar los requerimientos de vapor para la producción de electricidad en los turbogeneradores de la refinería, servir como fuerza motriz en turbinas y compresores, vapor de proceso en la síntesis de hidrógeno, calentamiento de corrientes de proceso, etc.

Las calderas operan bajo el principio de que cuando se calientan los tubos por los que circula el agua ésta pasa a vapor. A medida que se desprende vapor del agua hirviendo, los sólidos que estaban disueltos originalmente en el agua de alimentación se quedan en las calderas; éstos comienzan a aumentar de concentración y, eventualmente, llegan a un nivel donde causan la formación de incrustaciones y depósitos de materiales en las superficies metálicas de la caldera, que ocasionan pérdidas del área de transferencia de calor.

Las fuentes de estas deposiciones son el agua bruta alimentada y la recirculación de condensado. Los contaminantes usuales del agua alimentada son normalmente trazas y/o cantidades mayores de sustancias inorgánicas, tales como calcio, magnesio y sílice, las cuales en la mayor parte deben ser eliminadas en los sistemas de tratamiento previos. Los contaminantes que regresan en el condensado son eventualmente hierro y cobre, procedente de la corrosión de las tuberías, y en menor cantidad sustancias orgánicas (hidrocarburos) cuyo origen es debido al contacto del vapor en las unidades de proceso (GONZÁLEZ, 2000).

Las normas ASME establecen que de acuerdo a los niveles de presión del vapor a generar, dependerán las características del agua a suministrar al sistema; por tanto a

medida que aumentan los niveles de presión del vapor, aumentan también las exigencias de calidad del agua alimentada, tal como se puede observar en la siguiente tabla:

**Tabla 3.1.** Calidad del agua para la alimentación a calderas.

Parámetros	Agua cruda	Calderas de vapor	
		Baja presión (Agua suavizada)	Alta presión (Agua desmineralizada)
Dureza total (ppm CaCO <sub>3</sub> )	170	0	0
Sodio (ppm)	18	90	2 - 6
Cloruro (ppm)	27	35	0
Sulfato (ppm)	50	140	0
Alcalinidad M (ppm CaCO <sub>3</sub> )	120	32	0,5 - 3
Alcalinidad P (ppm CaCO <sub>3</sub> )	0	18,5	0
Sílice (ppm SiO <sub>2</sub> )	3,0	0 - 1	0 - 0,1
Turbiedad (NTU)	1,0	1,0	1,0
pH	8,0	10,2	7 - 8
Conductividad (μmhos/cm)	380	No detectado	3 - 10
CO <sub>2</sub> (ppm CO <sub>2</sub> )	0,75	0	0 - 0,1

Fuente: LAGOVEN, 1990; LAGOVEN, 1993.

En tal sentido en la Refinería de Amuay, el agua cruda es tratada en las plantas de ablandamiento en caliente N° 2 y 3, donde se elimina la dureza para producir agua ablandada o suavizada y otra porción del agua es tratada en las plantas desmineralizadora N° 2 y 3, donde se le eliminan los sólidos disueltos y suspendidos en el agua cruda, produciendo un agua de alta pureza. Posteriormente el agua tratada entra a los desaeradores del Bloque-11 y del Bloque-29 junto con el retorno de condensado; en los cuales se eliminan los gases no condensables para evitar que lleguen a los circuitos de las calderas, además se realiza un precalentamiento del agua, para finalmente ser introducida en las calderas (LEÓN, 1998).

A continuación se procede a describir las plantas de tratamiento del agua para la alimentación a calderas que se tienen instaladas en el Centro Refinador Paraguaná-Amuay.

### **III.1. PLANTAS DESMINERALIZADORAS DEL CENTRO REFINADOR PARAGUANÁ-AMUAY**

Las unidades desmineralizadoras N° 2 y 3 de la Refinería de Amuay están diseñadas para llevar a cabo un proceso de intercambio iónico donde se logra la eliminación de todos los minerales solubles que contenga el agua.

La planta desmineralizadora N° 2 (DMAY-2) tiene una capacidad de 2250 gpm de agua desmineralizada. Entró en servicio en 1982 como parte del Proyecto de Mejoras de Producción de la Refinería de Amuay (MPRA). Fue diseñada por la Gaco Sterson LTD y construida por la Fluor Corporation. La planta desmineralizadora N° 3 (DMAY-3) tiene una capacidad de 2250 gpm de agua desmineralizada, fue diseñada a partir de la ingeniería básica de la planta DMAY-2 y construida en 1994 con el Proyecto CRAY. Esta planta presenta modificaciones y mejoras al presentar una instrumentación más moderna y un nuevo sistema de regeneración. La producción de ambas plantas va dirigida principalmente a las calderas de vapor de 600 psig del Bloque-29, de las plantas de Flexicoquer (FKAY) y Desintegración Catalítica (DCAY). Ocasionalmente pueden suministrar agua desmineralizada a las plantas de Hidrógeno (HYAY's) o las calderas de Bloque-11.

Ambas unidades están constituidas por los siguientes equipos (LAGOVEN, 1980; LAGOVEN, 1993):

- Seis filtros de antracita para remover los sólidos suspendidos en el agua cruda alimentada a los intercambiadores catiónicos.
- Tres trenes de intercambiadores catiónicos, cada uno constituido por un intercambiador de catión con resina de ácido débil (CAD), y un intercambiador de catión de resina de ácido fuerte (CAF), para remover los cationes disueltos en el agua cruda proveniente de los filtros.
- Un descarbonador de tiro forzado, con el fin de remover el dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) presente en el agua que sale de los trenes de intercambiadores catiónicos.
- Tres intercambiadores aniónicos de lecho estratificado de resina básica débil y resina básica fuerte, para remover los aniones presentes en el agua que proviene del descarbonador.

El efluente de las plantas es enviado al tanque de almacenamiento de agua desmineralizada, desde donde se bombea a los desaeradores existentes y después, hacia las calderas de generación de vapor de alta presión y unidades de proceso que utilizan este tipo de agua.

Cada una de estas plantas posee también:

- Un tanque de agua de contralavado en donde se almacena agua filtrada, la cual es utilizada en la operación de contralavado de los filtros.
- Un tanque de agua recuperada en donde se almacena parte del agua utilizada en la regeneración de los intercambiadores aniónicos de lecho estratificado y el agua usada en el lavado de los filtros. Esta agua recuperada es enviada a las plantas de ablandamiento en caliente existentes.
- Un tanque de neutralización, el cual recibe los efluentes de las operaciones de regeneración de los intercambiadores catiónicos y aniónicos y el ácido almacenado en un sumidero de ácido. Este tanque posee un mezclador e inyección de ácido/cáustico para su neutralización antes de ser vaciado en el sistema de drenaje de la unidad.
- Dos sistemas de almacenamiento y manejo de ácido usado en la operación de regeneración de las resinas catiónicas débiles y fuertes. Estos sistemas tienen cinco tanques de ácido sulfúrico concentrado con sus respectivas bombas.
- Un sistema de almacenamiento y manejo del hidróxido de sodio usado en la operación de regeneración de las resinas aniónicas de lecho estratificado. Este sistema tiene cuatro tanques de hidróxido de sodio concentrado con sus respectivas bombas.
- Un sistema de drenaje y recolección de ácido sulfúrico concentrado y diluido en la unidad, que descarga a un sumidero de ácido. Lo recolectado en este sumidero es bombeado al tanque de neutralización.

A continuación se presenta la descripción de flujo del proceso con la ayuda de los diagramas de flujo de las plantas mostrados en la figuras 3.1 y 3.2, en los cuales se puede visualizar que la diferencia entre ambas plantas son las entradas del ácido sulfúrico a la resina catiónica de ácido fuerte debido a que se tienen diferentes modos de regeneración.

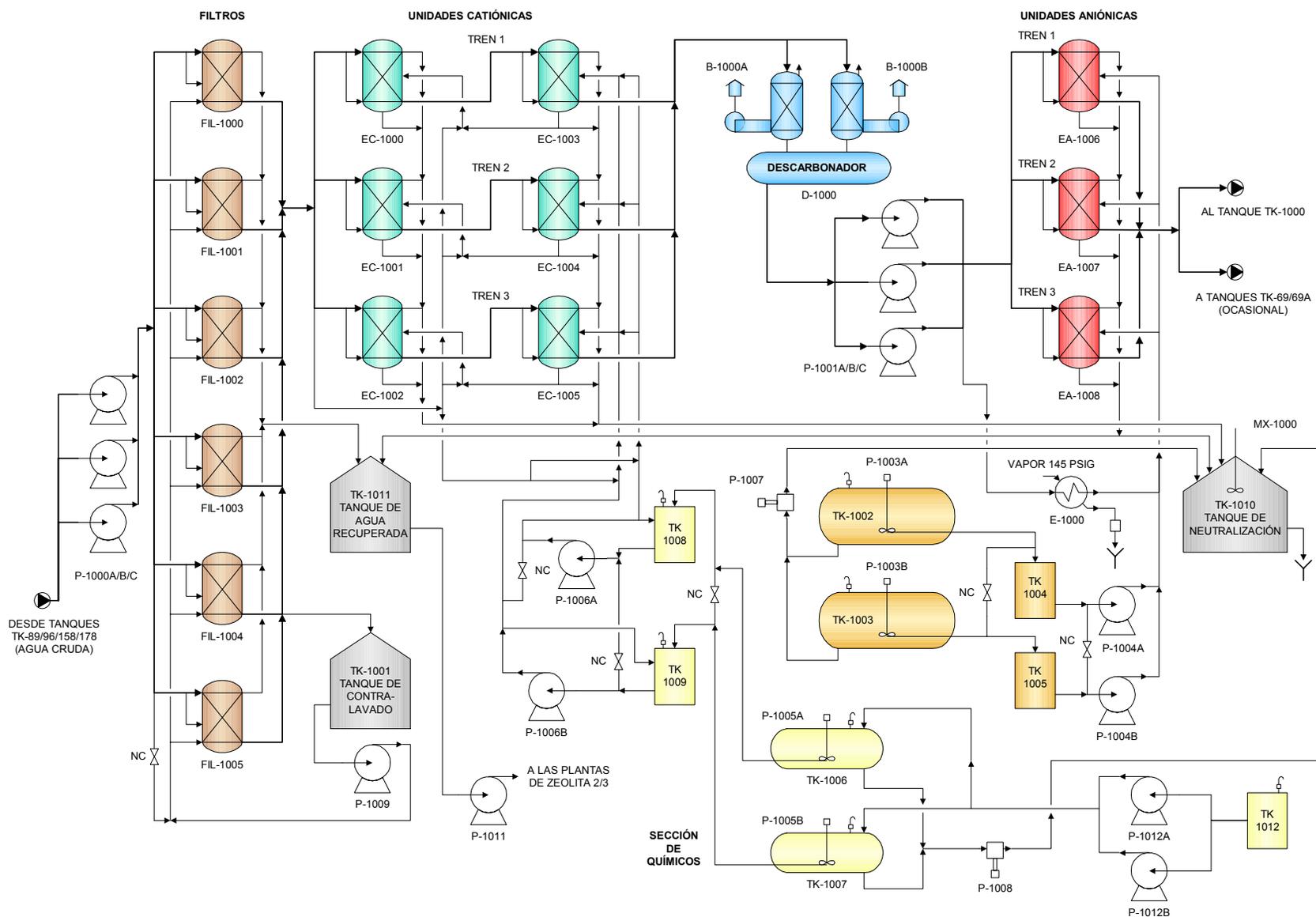


Figura 3.1. Diagrama simplificado de la planta desmineralizadora N° 2. Fuente: LAGOVEN, 1980.

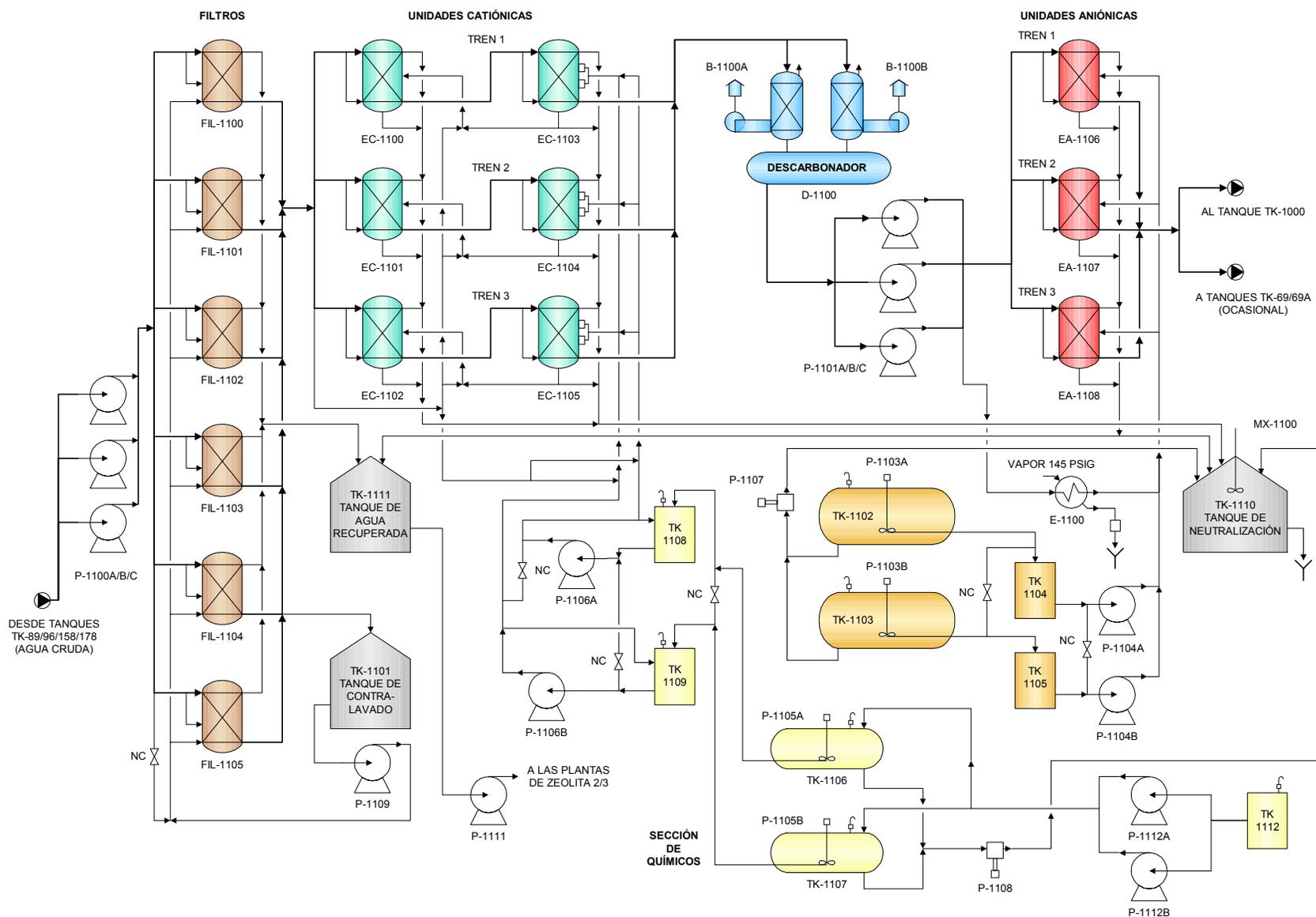


Figura 3.2. Diagrama simplificado de la planta desmineralizadora N° 3. Fuente: LAGOVEN, 1993.

Es de resaltar que la nomenclatura para los equipos que conforman ambas plantas es la misma, sólo se diferencia en el número correspondiente de la planta. Por ejemplo, la nomenclatura de las bombas de alimentación de agua cruda en DMAY-2 es P-1000-A/B/C y en DMAY-3 es P-1100-A/B/C, por tanto para efectos de simplicidad se empleará la nomenclatura P-1X00-A/B/C para referirse al mismo equipo de ambas plantas, haciéndose uso de la verdadera nomenclatura cuando así se requiera.

Las unidades desmineralizadoras están divididas en las siguientes secciones (LAGOVEN, 1980; LAGOVEN, 1993):

### **III.1.1. Filtración**

El agua cruda proveniente de los tanques TK-89/96/158 y TK-178 llega por gravedad a la succión de las bombas de alimentación P-1X00-A/B/C. En operación normal, están dos en servicio y una disponible. Estas bombas envían el agua bajo control de presión hacia los filtros FIL-1X00 al FIL-1X05 que operan en paralelo. En éstos, el agua entra por el tope del filtro y pasa a través de un lecho de antracita, saliendo por el fondo del mismo. El agua filtrada que sale por el fondo de los filtros va hacia los intercambiadores catiónicos.

El objetivo de los filtros es remover los sólidos suspendidos en el agua cruda con el fin de mantener una turbidez por debajo de 1 NTU a la salida de los mismos y evitar problemas de taponamiento y/o contaminación en las resinas de intercambio iónico. Los mismos deben ser lavados cuando se tenga una turbidez a la salida mayor de 1 NTU, alta caída de presión a través del filtro o se hayan procesado aproximadamente 1.4 MMgalones de agua, con el fin de remover los sólidos acumulados durante su operación. Este lavado se lleva a cabo en dos pasos, controlados automáticamente:

- Lavado superficial: parte del agua cruda que descargan las bombas de agua de alimentación P-1X00-A/B/C, se inyecta al filtro que se esté lavando por debajo de la superficie del medio filtrante. El efluente de este paso es enviado al tanque de agua recuperada TK-1X11.

- **Contralavado:** el agua usada en este paso es agua filtrada que en operación normal se ha almacenado en el tanque de agua de contralavado TK-1X01, a través de una conexión que existe en el cabezal común a la salida de los filtros. Durante esta operación, el agua es enviada con la bomba de contralavado P-1X09 y pasa a través de los filtros en flujo ascendente. El efluente de este paso es enviado al tanque de agua recuperada TK-1X11.

### **III.1.2. Intercambiadores catiónicos**

El agua filtrada proveniente de los filtros entra por el tope de los intercambiadores catiónicos y pasa a través de un lecho de resina, donde se retienen los cationes y luego sale por el fondo de los mismos.

La unidad consta de tres trenes de intercambio catiónico, cada tren consta de un lecho de resina de ácido débil (CAD) seguido por un lecho de resina de ácido fuerte (CAF), colocadas en tambores separados. Esto significa que el EC-1X00 (CAD) opera en serie con el EC-1X03 (CAF), el EC-1X01 (CAD) opera con el EC-1X04 (CAF) y el EC-1X02 (CAD) opera con el EC-1X05 (CAF).

Las resinas catiónicas débiles usadas en la unidad (AMBERLITE IRC86SB de Rohm & Haas), contienen grupos ácidos carboxílicos en una matriz de ácido acrílico - divinilbenceno. Estas resinas se comportan como ácidos orgánicos débiles, por lo que sólo reaccionan con los cationes asociados a aniones alcalinos, es decir, remueven únicamente aquellos cationes que forman bicarbonatos en intercambio por iones hidrógeno de la resina.

Las resinas catiónicas fuertes usadas en la unidad (AMBERJET 1200 Na de Rohm & Haas), son un polímero sulfonado de estireno y divinilbenceno, operado en ciclo hidrógeno. Estas resinas se comportan como ácidos fuertes, por lo que sólo reaccionan con los cationes independientemente del anión al cual estén asociados.

Cuando la capacidad de intercambio del lecho está agotada, se observa una disminución en la conductividad y una disminución de la acidez mineral libre (FMA) en el

agua que sale del mismo, debido a la fuga del ion sodio ( $\text{Na}^+$ ). Al observarse los efectos anteriores se coloca fuera de servicio el lecho y se procede a regenerarlo, con el fin de remover los iones acumulados, restaurar la capacidad de intercambio de la resina y remover cualquier material sólido que haya sido filtrado por el lecho de la resina. Esta operación es llevada a cabo automáticamente, después de haber procesado aproximadamente 2.5 MMgalones de agua.

### **III.1.3. Descarbonización**

El agua proveniente de los intercambiadores catiónicos EC-1X00 al EC-1X05 fluye hacia el tope del descarbonador D-1X00, el cual tiene por objeto eliminar por aeración el  $\text{CO}_2$  resultante de la descomposición del ácido carbónico ( $\text{H}_2\text{CO}_3$ ) formado en los intercambiadores catiónicos, más el que traía originalmente el agua cruda. Al eliminar el  $\text{CO}_2$  se disminuye la carga de iones a ser intercambiados en los lechos aniónicos, permitiendo a los mismos tratar un mayor volumen de agua entre regeneraciones. El dióxido de carbono es removido por el aire, debido a su baja solubilidad en el agua a la temperatura y presión parcial del sistema.

El descarbonador está provisto de dos torres con un lecho de sillas de polipropileno, dos ventiladores de tiro forzado (B-1X00-A/B) colocados en cada torre y un tambor horizontal para almacenar el agua, antes de ser enviada a los intercambiadores aniónicos.

El agua proveniente de los intercambiadores catiónicos entra por el tope de las torres del descarbonador, en donde pasa a través del lecho empacado y se pone en contacto con aire en contracorriente (impulsado por los ventiladores). Luego, el agua es almacenada en el tambor horizontal y enviada por las bombas de producción y contralavado P-1X01-A/B/C, hacia los intercambiadores aniónicos y como agua de dilución del hidróxido de sodio usado para la regeneración de los intercambiadores aniónicos. En operación normal, dos de estas bombas están en servicio y la otra es respaldo de las anteriores.

#### **III.1.4. Intercambiadores aniónicos**

El agua proveniente de las bombas de producción y contralavado de los aniones (P-1X01-A/B/C) entra por el tope de los intercambiadores aniónicos EC-1X06 al EC-1X08 que operan en paralelo, pasa a través del lecho de resina y sale por el fondo de los mismos.

Estos intercambiadores aniónicos, tienen una estructura de resina tipo lecho estratificado (ALE), compuesta por una capa superior de resina aniónica de base débil (ABD), encima de una capa de resina aniónica de base fuerte (ABF).

Las resinas aniónicas débiles usadas (AMBERLITE IRA96SB de Rohm & Haas), contienen grupos funcionales de una amina terciaria en una matriz de estireno divinilbenceno. Estas resinas se comportan como bases orgánicas débiles, por lo que sólo reaccionan con ácidos fuertes pero no con ácidos débiles.

Las resinas aniónicas fuertes usadas (AMBERJET 4200 CI de Rohm & Haas), contienen grupos amonio cuaternarios en una base de estireno divinilbenceno. Estas resinas se comportan como bases fuertes, por lo que reaccionan con ácidos débiles, remueven los ácidos levemente disociados, como el ácido carbónico que todavía queda en el efluente del descarbonador y el ácido silícico proveniente de la sílica contenida en el agua.

Cuando la capacidad de intercambio del lecho aniónico está agotada, se observa una disminución en el pH y un aumento de la conductividad del efluente del mismo, debido al aumento de la fuga de sílice. Al observar los efectos anteriores, se saca de servicio el lecho y se procede a regenerarlo, con el fin de remover cualquier partícula presente en la resina, reducir la compactación del lecho y reconstituir la resina agotada con más iones hidróxidos provenientes del hidróxido de sodio usado en la regeneración. Esta operación es llevada a cabo automáticamente después de haber procesado aproximadamente 2.4 MMgalones de agua, o si se presenta una alta conductividad a la salida del intercambiador aniónico.

### **III.1.5. Sistema de recuperación de agua**

Este sistema consta de un tanque de agua recuperada TK-1X11, el cual recibe el agua proveniente de las operaciones de lavado superficial y contralavado de los filtros y de algunos pasos de la regeneración de los intercambiadores aniónicos (conductividad igual o menor al agua cruda). Esta agua recuperada es enviada por la bomba P-1X11 como alimentación a las plantas de ablandamiento en caliente existentes.

### **III.1.6. Sistema de drenaje de ácido y tanque de neutralización**

Los sistemas de drenaje de ácido están integrados por todas las alcantarillas ubicadas en las diferentes áreas de ácido (concentrado y diluido), que descargan a través de sus respectivas líneas subterráneas al sumidero de ácido. En este sumidero está instalada una bomba vertical P-1X10 que descarga hacia el tanque de neutralización TK-1X10.

El sistema de neutralización está formado por un tanque de neutralización (TK-1X10), el cual recibe los efluentes de las operaciones de regeneración de los intercambiadores catiónicos y aniónicos, y además recibe el ácido almacenado en el sumidero de ácido proveniente de los sistemas de drenaje de ácido.

Antes de ser vaciado este tanque hacia el sistema de drenaje de aguas limpias de la refinería, el contenido del mismo debe ser neutralizado. Para ello, se cuenta con las bombas dosificadoras P-1X08/1X07 que succionan de los tanques de ácido sulfúrico al 98% TK-1X06/1X07 y tanques de hidróxido de sodio al 50% TK-1X02/1X03, respectivamente, las cuales son usadas para mantener el pH del contenido del tanque de neutralización entre 7 y 9 aproximadamente. Adicionalmente, el tanque tiene un mezclador MX-1X00, usado para homogeneizar la mezcla agua/ácido/cáustico. Esta operación se realiza de manera automática una vez que hayan sido regenerados los intercambiadores catiónicos y aniónicos y haya suficiente nivel en el tanque de neutralización.

### **III.1.7. Sistema de agua desmineralizada**

La producción de agua desmineralizada que salen de ambas unidades, es enviada por las bombas P-1X01-A/B/C, hacia el tanque de almacenamiento de agua desmineralizada TK-1000 localizado en el Bloque-28.

Luego, por medio de bombas, el agua desmineralizada es enviada a los desaeradores existentes y después, hacia las calderas de generación de vapor de alta presión y unidades de proceso que utilizan este tipo de agua.

## **III.2. PLANTAS DE ABLANDAMIENTO EN CALIENTE-ZEOLITA DEL CENTRO REFINADOR PARAGUANÁ-AMUAY**

Las plantas ablandadoras (mejores conocidas como zeolita 2 y 3) de la Refinería de Amuay tienen como objetivo eliminar la dureza cálcica y magnésica del agua alimentada, y producir agua con una calidad que pueda ser utilizada en la generación de vapor de 145 psig en las destiladoras al vacío (PVAY-3/4 y 5) y en las hidrodesulfuradoras (HDAY-3/4), y vapor de 60 psig en las plantas de azufre y desintegración catalítica. Además una cantidad de esta agua es mezclada con el agua de producción de las plantas desmineralizadoras para generar vapor de 600 psig en las calderas del Bloque-11.

La planta de Zeolita N° 2 (WZAY-2) tiene una capacidad de 600 gpm de agua ablandada. Esta planta fue diseñada por la Graver Water Conditioning Co. Está compuesta por un asentador con cal en caliente, una batería de 7 filtros y 7 intercambiadores catiónicos (ciclo sodio). La planta de Zeolita N° 3 (WZAY-3) tiene una capacidad de 1200 gpm de agua suavizada. Esta planta entró en servicio en 1970 con el Proyecto HDS y fue diseñada por la Graver Water Conditioning Co., y construida por la Fluor Corporation. Está compuesta por un asentador con cal en caliente, batería de 5 filtros y 3 intercambiadores catiónicos (ciclo sodio).

A continuación se presenta la descripción de flujo del proceso con la ayuda de los diagramas de flujo de las plantas mostrados en las figuras 3.3 y 3.4, los cuales permiten visualizar los equipos que integran cada una de las plantas.

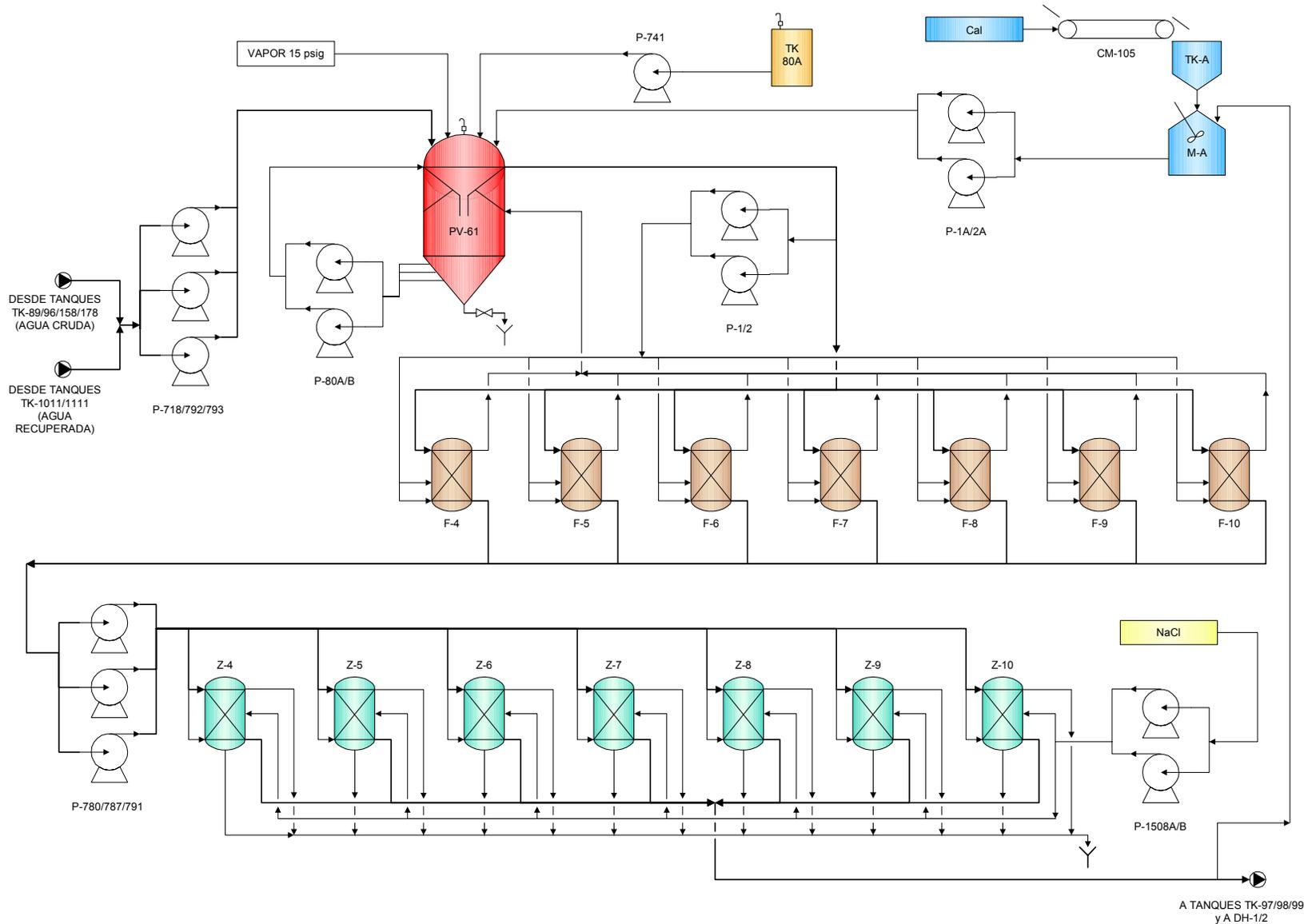


Figura 3.3. Diagrama simplificado de la planta de ablandamiento N° 2.

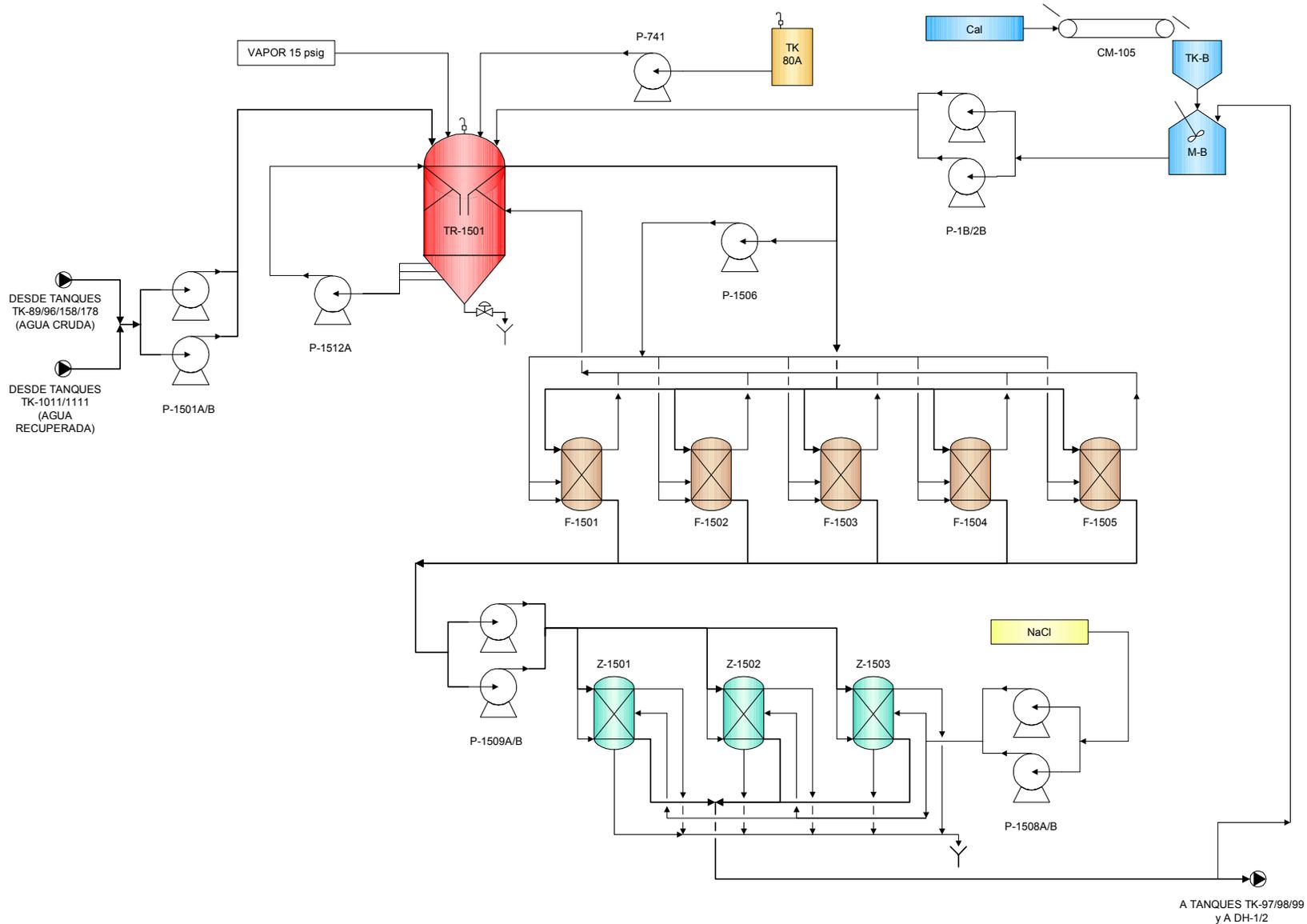


Figura 3.4. Diagrama simplificado de la planta de ablandamiento N° 3.

El agua alimentada a las plantas de ablandamiento en caliente es una mezcla entre el agua cruda proveniente de Hidrofalcón y el agua recuperada de las plantas DMAY-2/3. Esta mezcla es enviada al asentador (PV-61 en WZAY-2 y TR-1501 en WZAY-3), donde llegan también las soluciones de cal y soda necesarias para que se lleven a cabo las reacciones para el ablandamiento del agua, junto con el vapor de 15 psig que mantiene la temperatura de la mezcla de agua y químicos en 247 °F aproximadamente. Del asentador, el agua ablandada pasa a los filtros de antracita donde son depositados los sólidos que hayan sido arrastrados del reactor. De allí las bombas de producción envían el agua a los ablandadores de zeolita, donde es retirada la dureza aún presente.

A continuación se explica con más detalle cada parte que integra el proceso (CREOLE PETROLEUM CORPORATION, 1970; LAGOVEN, 1990):

### **III.2.1. Sistema de manipulación de químicos**

Ambas plantas de zeolita cuentan con un sistema de inyección de químicos, el cual se encarga de manejar y distribuir la cal ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) y la soda cáustica ( $\text{NaOH}$ ). El sistema de inyección de cal permite dosificar de forma controlada la cantidad de cal a los asentadores, controlado por un sistema de control lógico programable (PLC). En el caso del hidróxido de sodio es suministrado por medio de una bomba dosificadora (P-741) y su flujo es controlado mediante ajustes al caudal manejado por la planta. El cálculo de las cantidades de químicos que deben entrar al reactor se hace en función de análisis de dureza, alcalinidad, cloruros, entre otros, realizados al agua alimentada a la unidad.

### **III.2.2. Asentador**

Cada planta cuenta con un asentador (PV-61 en WZAY-2 y TR-1501 en WZAY-3) que consiste en un tanque cilíndrico con la parte inferior en forma de cono, en el cual se diferencian varias zonas según la función que cumple:

- **Zona de reacción:** en esta zona se mezcla el agua con la cal y el hidróxido de sodio, también se alimenta vapor a 15 psig y 250 °F para el calentamiento del

agua. En esta zona el equipo cuenta con un venteo que permite desgasificar el agua.

- **Zona de lodos:** ubicada en la zona más baja del asentador; aquí el agua proveniente de la zona de reacción entra en contacto con los lodos acumulados en el cono, favoreciendo la precipitación del carbonato de calcio y el hidróxido de magnesio.
- **Zona de clarificación:** a medida que el agua asciende posee menor cantidad de partículas, obteniendo así en las zonas más altas agua más limpia.
- **Compartimiento de agua limpia:** el equipo posee un depósito de agua filtrada con la finalidad de lavar las otras unidades, tales como filtros e intercambiadores catiónicos. El asentador de la planta WZAY 2 no cuenta con este compartimiento.
- **Compartimiento de agua sucia:** es el depósito al cual retorna el agua resultante del lavado de los filtros, dicho depósito posee orificios que permiten pasar el agua a la zona de reacción y de esta forma recuperarla.

El agua a tratar proveniente de la mezcla entre el agua de los tanques de almacenamiento de agua cruda (TK-89/96/158/178) y los tanques de agua recuperada de las plantas desmineralizadoras (TK-1011 y TK-1111), es enviada al tope del asentador por medio de las bombas de alimentación (P-718, P-792 y P-793 en Zeolita 2 y P-1501-A/B en Zeolita 3), junto con los químicos y el vapor; al ponerse éstos en contacto ocurren las reacciones de ablandamiento en la zona de mezcla de químicos o zona de reacción. El agua pasa a través de un bajante central hacia la zona de lodos, de allí se recircula una cantidad de lodos hacia la zona de reacción, por medio de las bombas de recirculación P-80-A/B y P-1512A, respectivamente; dicha recirculación tiene más del 60% de sólidos y el flujo está aproximadamente entre el 2 y 8% del flujo de agua a tratar.

La recirculación de lodo permite una recuperación de calor, disminuyendo así el consumo de vapor de 15 psig, y a su vez acelera el asentamiento de los sólidos producidos en la zona de mezcla de químicos con el agua alimentada. El agua tratada asciende hasta llegar a la zona de agua limpia o zona de clarificación del asentador, de donde es extraída y enviada a la etapa de filtración.

### **III.2.3. Filtración**

El agua efluente de cada asentador, con una turbidez menor a 10 NTU, se alimenta en la parte superior de los filtros (F-4 al F-10 en WZAY-2, y FIL-1501 al FIL-1505 en WZAY-3), atraviesa el lecho de antracita depositando en el mismo los sólidos arrastrados desde el reactor, obteniendo por el fondo del equipo el agua filtrada, con una turbidez menor a 1 NTU.

Los filtros operan de forma continua por 24 horas, posteriormente se realiza el lavado del lecho filtrante, el cual consiste en realizar primero un lavado superficial rotatorio y luego un retrolavado en contraflujo. El agua de lavado que proviene de cada asentador es enviada por las bombas P-1506 (Zeolita 3), y P-1/2 (Zeolita 2) hacia los filtros.

Durante la operación normal de los filtros, éstos retiran las partículas suspendidas en el agua proveniente del asentador. Estas partículas son atrapadas en mayor proporción en la parte superior del lecho, mientras que la parte media y baja del mismo actúa como pulidor del efluente, retirando en menor proporción las partículas aún presentes; esto provoca que la parte superior del lecho se sature más rápidamente que el resto del mismo. Con la finalidad de remover las partículas atrapadas en esta zona se realiza el lavado superficial rotatorio, éste consiste en alimentar agua por medio de los brazos internos, estos están provistos de orificios laterales los cuales se encuentran distribuidos para generar un movimiento circular en la parte superior del lecho filtrante. El retrolavado consiste en alimentar agua por el fondo del filtro para expandir el lecho y lograr la remoción de las partículas atrapadas en el mismo.

### **III.2.4. Intercambiables catiónicos ciclo sodio**

El efluente de los filtros llega al tope de los ablandadores (Z-4 al Z-10 en Zeolita 2, y Z-1501 al Z-1503 en Zeolita 3) a través de las bombas de producción (P-780/787/791 y P-1509A/B en Zeolita 2 y 3, respectivamente). El sentido del flujo es vertical descendente y, al salir el agua por la parte inferior, pasa a los desaeradores o a los tanques de almacenamiento de agua tratada.

Estas unidades emplean las resinas catiónicas fuertes del tipo polímero sulfonado de estireno y divinilbenceno (AMBERJET 1200 Na de Rohm & Haas). Estas resinas intercambian los iones de calcio y magnesio por sodio, formándose las sales respectivas de los aniones asociados: bicarbonatos, sulfatos y cloruros.

La operación de los ablandadores de zeolita se puede dividir en ablandamiento y regeneración. Durante el ablandamiento el agua se alimenta por la parte superior del equipo y el agua libre de dureza sale por el fondo. Dependiendo del alineamiento a la salida de los intercambiadores esta agua libre de dureza va a alguno de los desaeradores (DH-1/2) o a los tanques de almacenamiento (TK-97/98/99).

La regeneración se realiza cuando en el efluente del ablandador se detecta dureza, lo cual indica que la resina ha perdido su poder de intercambio iónico. El proceso de regeneración se divide en:

- **Contralavado:** consiste en alimentar agua por el fondo del equipo para lograr expandir el lecho y remover cualquier partícula atrapada en el mismo.
- **Inyección:** consiste en alimentar de forma descendente salmuera (NaCl) al 10%, inyectada por las bombas P-1508-A/B, para lograr recuperar el poder de intercambio de la resina saturándola con iones sodio.
- **Desplazamiento:** consiste en alimentar por el tope del equipo agua filtrada, para desplazar la salmuera que se encuentra en la parte superior del lecho y regenerar eficientemente la resina ubicada en la parte inferior del mismo, retirando simultáneamente la salmuera remanente durante la inyección.
- **Enjuague:** consiste en restablecer el flujo de agua filtrada al tope del equipo, pero desechando el agua de desagüe, la finalidad es retirar durante los primeros minutos las trazas de salmuera aún presentes en el lecho y alcanzar los parámetros de dureza en el agua efluente del equipo y así restablecer la operación normal del equipo.

### III.3. FILOSOFÍA DE OPERACIÓN DE LOS PROCESOS DE REGENERACIÓN DE LAS RESINAS DE LAS PLANTAS DESMINERALIZADORAS

Debido a que el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado está dirigido a la minimización de los residuos a través de la recuperación de los volúmenes de agua provenientes de la regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras N° 2 y 3 del Centro Refinador Paraguaná-Amuay, a continuación se describen las filosofías de operación correspondientes.

#### III.3.1. Proceso de regeneración de las resinas catiónicas en la unidad DMAY-2

En DMAY-2 sólo se presenta la modalidad de **ccorriente** para la regeneración de las resinas catiónicas. Esta comprende los siguientes pasos:

**Tabla 3.2.** Regeneración de los cationes en DMAY-2.

N°	Duración (min)	Paso	Esquema
1	15	<p><b>Servicio CAD - 1er contralavado CAF:</b> el agua usada en esta operación es agua proveniente de los filtros. La dirección que sigue el flujo es la siguiente: pasa a través del CAD por su vía normal, para luego ir al CAF en dirección ascendente, por último el efluente se dirige al tanque de neutralización TK-1010.</p>	
2	15	<p><b>Contralavado CAD - Disponible CAF:</b> en esta operación el agua filtrada pasa a través del CAD con dirección ascendente, el efluente es dirigido al TK-1010. Este paso no contempla actividad en el CAF.</p>	

**Tabla 3.2.** Regeneración de los cationes en DMAY-2 (Cont.).

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
3	32	<p><b>Disponible CAD - Inyección de ácido al 2 % CAF:</b> el ácido sulfúrico concentrado (98 % peso), es enviado desde los tanques TK-1008/1009 por las bombas P-1006-A/B hacia la “Te” mezcladora, donde se mezcla con agua filtrada para diluirlo hasta 2 % en peso, antes de ser inyectado en el CAF. Al realizarse la inyección el efluente se dirige al TK-1010. Este paso no contempla actividad en el CAD.</p>	
4	40	<p><b>Inyección de ácido al 0,8 % CAD - Inyección de ácido al 4 % CAF:</b> en este caso la inyección de ácido al 4 % se realiza en el CAF, su efluente irá al CAD con una concentración de 0,8 %. Esto se logra adicionándole agua filtrada (agua de dilución secundaria) al ácido proveniente del CAF antes de entrar al CAD. Por último el efluente del CAD irá al TK-1010.</p>	
5	40	<p><b>Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF:</b> esta operación consiste en desplazar con agua el ácido y los iones <math>Ca^{2+}</math>, <math>Mg^{2+}</math> y <math>Na^{+}</math> retenidos en el lecho de resina contenido en el CAF. El flujo de agua que se utiliza en esta operación es el mismo del paso anterior sólo que se detiene la inyección de ácido. El efluente irá por último al TK-1010.</p>	
6	15	<p><b>Servicio CAD - 2do contralavado CAF:</b> la dirección que sigue el flujo es la siguiente, el agua que viene de los filtros pasa por su vía normal a través del CAD, para luego ir al CAF en dirección ascendente, por último el efluente es dirigido al TK-1010.</p>	

Tabla 3.2. Regeneración de los cationes en DMAY-2 (Cont.).

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
7	60	<b>Enjuague CAD - Enjuague CAF:</b> es el último paso de la regeneración, consiste en desplazar el exceso de regenerante de la resina y a la vez remover todos los iones $\text{Ca}^{2+}$ , $\text{Mg}^{2+}$ y $\text{Na}^+$ de la resina que no hayan sido removidos en el enjuague lento. Este proceso se hace a un mayor flujo que el usado en el desplazamiento del CAD y CAF. La dirección del flujo es la siguiente: pasa a través del CAD por su vía normal, para luego ir al CAF y por último el efluente se dirige al TK-1010.	
8	15	<b>Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF:</b> este paso se realiza antes de colocar en servicio el tren intercambiador, con el fin de completar el desplazamiento de los iones y alcanzar la acidez mineral libre (FMA) del proceso antes de colocarlo en servicio. El agua filtrada fluye en sentido cocorriente por el CAD y luego por el CAF, para luego ir al TK-1010.	

Fuente: LAGOVEN, 1980.

### III.3.2. Proceso de regeneración de las resinas catiónicas en la unidad DMAY-3

En DMAY-3 se tienen dos modos de operación de regeneración de las resinas catiónicas:

- **Flujo dividido sin contralavado del CAF:** es la operación normal de regeneración y es la más eficiente, debido a que el lecho de la resina CAF no se ve afectado por un contralavado, lo cual significa ahorros de agua y ácido sulfúrico.

- **Flujo dividido con contralavado del CAF:** esta regeneración se recomienda realizarla cada 25 a 30 regeneraciones. Esta operación no sólo permite el contralavado sino que aumenta el tiempo de inyección de ácido durante el paso de inyección final de ácido al 2 % en el CAF en aproximadamente 2,5 veces, lo que representa el doble de la cantidad de ácido inyectado. El propósito de esta regeneración es hacer una limpieza más profunda de la resina, aumentando su capacidad y rejuveneciendo la misma.

Los diferentes pasos de regeneración de las resinas catiónicas de la planta desmineralizadora N° 3, se describirán a continuación. En los tiempos de duración de los pasos N° 2 y 5 se presentan dos valores el número de la izquierda corresponde a la regeneración flujo dividido sin contralavado del CAF, y el número de la derecha corresponde a la regeneración flujo dividido con contralavado del CAF. En los pasos que sólo se presenta un valor de tiempo de duración significa que es válido para los dos modos de regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3.

**Tabla 3.3.** Regeneración de los cationes en DMAY-3.

N°	Duración (min)	Paso	Esquema
1	9	<b>Servicio CAD - Lavado superficial CAF:</b> el agua usada en esta operación es agua proveniente de los filtros. La dirección de flujo es la siguiente: pasa a través del CAD por su vía normal, para luego entrar al CAF por su vía normal y salir por el tope del mismo. El efluente es enviado al tanque de neutralización TK-1110.	
2	0 / 18	<b>Servicio CAD - Contralavado CAF:</b> este paso se llevará a cabo cada 25-30 regeneraciones. El agua proveniente de los filtros, pasa a través del CAD por su vía normal, para luego entrar al CAF por debajo (en dirección ascendente) y salir por el tope del mismo. El efluente es enviado al TK-1110.	

**Tabla 3.3.** Regeneración de los cationes en DMAY-3 (Cont.).

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
3	8	<p><b>Contralavado CAD - Inyección inicial de ácido al 2 % CAF:</b> en esta operación el agua filtrada pasa a través del CAD en dirección ascendente y sale por el tope del mismo. El efluente es enviado al TK-1110, mientras que en el CAF se inyecta el ácido sulfúrico concentrado (98 % peso) enviado desde los tanques TK-1108/1109 por las bombas P-1106-A/B hacia la “Te” mezcladora, donde se mezcla con agua filtrada para diluirlo hasta 2 % en peso, antes de ser inyectado en el CAF. La inyección de ácido al 2 % en el CAF se realiza a través del distribuidor superior e inferior, saliendo por el fondo del equipo hacia el TK-1110.</p>	
4	1	<p><b>Disponible CAD - Inyección final de ácido al 2 % CAF:</b> en este paso, continúa la inyección de ácido al 2 % en el CAF y el efluente es enviado al TK-1110. Este paso no contempla actividad en el CAD.</p>	
5	26 / 65	<p><b>Disponible CAD - Inyección final de ácido al 2 % CAF:</b> durante este paso la dirección de todos los flujos continúan como en el paso anterior, pero el caudal de inyección de ácido concentrado y agua filtrada disminuyen proporcionalmente manteniendo la concentración de ácido diluido. El efluente es enviado al TK-1110.</p>	

**Tabla 3.3.** Regeneración de los cationes en DMAY-3 (Cont.).

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
6	15	<p><b>Inyección de ácido al 0,8 % CAD - Inyección final de ácido al 2 % CAF:</b> en este paso continúa la inyección de ácido al 2 % en el CAF y el efluente de éste es enviado hacia el CAD, pasando a través de una “Te” mezcladora en donde se diluye el ácido con agua filtrada hasta 0,8 % en peso, antes de entrar al CAD. En el CAD, el ácido diluido pasa en flujo descendente y sale por el fondo del mismo hacia el TK-1110.</p>	
7	12	<p><b>Inyección de ácido al 0,8 % CAD - Desplazamiento CAF:</b> durante este paso todos los flujos continúan como en el paso anterior, pero se detiene la inyección de ácido al 2 % en el CAF. El efluente es enviado al TK-1110.</p>	
8	8	<p><b>Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF:</b> este paso consiste en desplazar con agua filtrada, el ácido y los iones <math>Ca^{2+}</math>, <math>Mg^{2+}</math> y <math>Na^+</math> removidos del lecho de resina. Para ello, se detiene la inyección de agua filtrada usada para la dilución de ácido al CAD y sólo se mantiene el flujo de agua filtrada usada en el sistema de ácido. El sentido del flujo de agua es el mismo que durante el paso anterior y el efluente es enviado al TK-1110.</p>	

**Tabla 3.3.** Regeneración de los cationes en DMAY-3 (Cont.).

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
9	12	<p><b>Enjuague CAD - Disponible CAF:</b> es el último paso de la secuencia de regeneración del CAD y consiste en desplazar el exceso de regenerante de la resina y remover todos los iones <math>\text{Ca}^{2+}</math>, <math>\text{Mg}^{2+}</math> y <math>\text{Na}^+</math> del lecho de resina, que no hayan sido removidos durante el paso anterior. Este paso se hace a un mayor flujo que el usado en el desplazamiento del CAD y CAF. La dirección de flujo en el CAD es descendente entrando por el tope y saliendo por el fondo del mismo hacia el TK-1110. Este paso no contempla actividad en el CAF.</p>	<p>Este diagrama ilustra el flujo de agua filtrada y ácido sulfúrico a través de los filtros CAD y CAF. El agua filtrada entra por el tope del CAD y sale por el fondo hacia el TK-1110. El ácido sulfúrico también entra por el tope del CAD y sale por el fondo hacia el TK-1110. El flujo de agua filtrada y ácido sulfúrico también pasa por el CAF en sentido descendente. El tanque de neutralización y el descarbonador están conectados al sistema.</p>
10	70	<p><b>Servicio CAD - Enjuague CAF:</b> es el último paso de la regeneración del CAF y consiste en desplazar el exceso de regenerante de la resina y remover todos los iones <math>\text{Ca}^{2+}</math>, <math>\text{Mg}^{2+}</math> y <math>\text{Na}^+</math> del lecho de la resina, que no hayan sido removidos durante el paso anterior. Este paso se hace a un mayor flujo que el usado en el desplazamiento del CAD y CAF. El agua filtrada pasa primero a través del CAD por su vía normal y luego, a través del CAF en sentido descendente entrando por el tope y saliendo por el fondo del mismo hacia el TK-1110.</p>	<p>Este diagrama ilustra el flujo de agua filtrada y ácido sulfúrico a través de los filtros CAD y CAF. El agua filtrada entra por el tope del CAD y sale por el fondo hacia el TK-1110. El ácido sulfúrico también entra por el tope del CAD y sale por el fondo hacia el TK-1110. El flujo de agua filtrada y ácido sulfúrico también pasa por el CAF en sentido descendente. El tanque de neutralización y el descarbonador están conectados al sistema.</p>
11	10	<p><b>Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF:</b> este paso se realiza antes de colocar en servicio el tren intercambiador, con el fin de completar el desplazamiento de los iones y alcanzar la acidez mineral libre (FMA) del proceso antes de colocarlo en servicio. El agua filtrada fluye en sentido cocorriente por el CAD y luego por el CAF, para luego ir al TK-1110.</p>	<p>Este diagrama ilustra el flujo de agua filtrada y ácido sulfúrico a través de los filtros CAD y CAF. El agua filtrada entra por el tope del CAD y sale por el fondo hacia el TK-1110. El ácido sulfúrico también entra por el tope del CAD y sale por el fondo hacia el TK-1110. El flujo de agua filtrada y ácido sulfúrico también pasa por el CAF en sentido descendente. El tanque de neutralización y el descarbonador están conectados al sistema.</p>

Fuente: LAGOVEN, 1993.

**III.3.3. Proceso de regeneración de las resinas aniónicas en la unidad DMAY-2**

En los intercambiadores aniónicos hay un solo modo de regeneración: **flujo cocorriente con contralavado**. En este tipo de regeneración, el contralavado permite volver a estratificar el lecho de resina colocando la resina aniónica débil encima de la resina aniónica fuerte; esto es posible debido a que la resina aniónica de base débil se expande apreciablemente durante la regeneración, disminuyendo así su peso específico. A pesar de que ambas plantas desmineralizadoras tienen el mismo modo de regeneración sus filosofías de operación son diferentes.

Para la planta DMAY-2 los diferentes pasos de la regeneración, se describen a continuación:

**Tabla 3.4.** Regeneración de los aniones en DMAY-2.

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
1	15	<p><b>1er contralavado:</b> el agua que se utiliza en este proceso es agua desgasificada proveniente del descarbonador D-1000 y puesta en circulación por las bombas P-1001-A/B/C. El flujo de agua pasa a través del intercambiador aniónico con dirección ascendente y su efluente es enviado al tanque de neutralización TK-1010.</p>	
2	20	<p><b>Precalentamiento:</b> este paso de la secuencia de la regeneración consiste en calentar agua descarbonada hasta 120° F con vapor de 145 psig en el intercambiador E-1000, para luego ser enviada al intercambiador aniónico en flujo descendente, para ir por último al TK-1010.</p>	

**Tabla 3.4.** Regeneración de los aniones en DMAY-2 (Cont.).

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
3	40	<p><b>Inyección de cáustico al 4 %:</b> el hidróxido de sodio concentrado (50 % en peso), es enviado desde los tanques TK-1004/1005 por las bombas P-1004-A/B hacia la “Te” mezcladora, donde se mezcla con agua descarbonada para ser diluido hasta 4 % en peso, antes de ser inyectado en el intercambiador aniónico. El efluente es enviado al TK-1010.</p>	
4	40	<p><b>Desplazamiento de cáustico:</b> esta operación consiste en desplazar con agua descarbonada el hidróxido de sodio y los residuos de sílica retenidos en la resina, enviando el efluente al TK-1010.</p>	
5	20	<p><b>2do contralavado:</b> en este paso el flujo tiene la misma alineación que en el primer contralavado. El efluente se dirige al TK-1010.</p>	
6	75	<p><b>Enjuague a neutralización:</b> el flujo tiene la dirección en cocorriente a través del lecho estratificado, y el efluente es enviado al TK-1010.</p>	

**Tabla 3.4.** Regeneración de los aniones en DMAY-2 (Cont.).

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
7	15	<b>Enjuague a recuperación:</b> el flujo tiene la misma dirección del paso anterior, pero como la conductividad del efluente es igual o inferior al agua cruda, esta es dirigida al tanque de agua recuperada TK-1011.	
8	15	<b>Pre-servicio:</b> este paso se realiza antes de colocar en servicio el intercambiador, con el fin de completar el desplazamiento de los iones del lecho y alcanzar la conductividad del agua de producción antes de colocarlo en servicio. El agua filtrada fluye en sentido cocorriente, para luego ir al tanque de agua recuperada TK-1011.	

Fuente: LAGOVEN, 1980.

### III.3.4. Proceso de regeneración de las resinas aniónicas en la unidad DMAY-3

Para la regeneración en la planta DMAY-3, se realizan los siguientes pasos:

**Tabla 3.5.** Regeneración de los aniones en DMAY-3.

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
1	31	<b>Precalentamiento:</b> en este paso se calienta agua descarbonada hasta 120 °F con vapor de 145 psig en el intercambiador E-1100, con el fin de facilitar la remoción de iones, principalmente la sílica presente en el lecho estratificado. Luego, esta agua caliente es enviada al lecho estratificado en flujo descendente entrando por el tope y saliendo por el fondo del mismo hacia el tanque de agua recuperada TK-1111.	

**Tabla 3.5.** Regeneración de los aniones en DMAY-3 (Cont.).

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
2	46	<p><b>Inyección de cáustico al 4 %:</b> el hidróxido de sodio concentrado (50 % en peso), es enviado desde los tanques TK-1104/1105 por las bombas P-1104-A/B hacia la “Te” mezcladora, donde se mezcla con agua descarbonada para ser diluido hasta 4 % en peso, antes de ser inyectado en el intercambiador aniónico. La inyección de hidróxido de sodio se realiza en forma descendente a través del lecho de resina entrando por el tope y saliendo por el fondo del mismo hacia el tanque de neutralización TK-1110.</p>	
3	52	<p><b>Desplazamiento de cáustico:</b> esta operación consiste en desplazar con agua descarbonada, el hidróxido de sodio y los residuos de sílica retenidos en la resina. Para esto, se discontinúa la inyección de hidróxido de sodio y sólo se mantiene el flujo de agua descarbonada. El sentido del flujo de agua es el mismo que durante el paso de inyección de hidróxido de sodio. El efluente de esta operación, también es enviado al TK-1110.</p>	
4	20	<p><b>Contralavado:</b> el agua que se utiliza en este paso es agua descarbonada proveniente del decarbonador D-1110 y enviada por las bombas de producción y contralavado de los aniones P-1101-A/B/C. El flujo de agua pasa a través del intercambiador aniónico en dirección ascendente, entrando por el fondo y saliendo por el tope del mismo, hacia el TK-1110.</p>	

**Tabla 3.5.** Regeneración de los aniones en DMAY-3 (Cont.).

Nº	Duración (min)	Paso	Esquema
5	60	<p><b>Enjuague a neutralización:</b> el agua que se utiliza en este paso es agua descarbonada proveniente de la descarga de las bombas P-1101-A/B/C, que entra por el tope del intercambiador aniónico y sale por el fondo del mismo hacia el TK-1110. La finalidad de éste paso es completar el desplazamiento de los iones del lecho y alcanzar la conductividad del agua de producción antes de colocarlo en servicio.</p>	
6	40	<p><b>Enjuague a recuperación:</b> durante este paso todos los flujos continúan como en el paso anterior, pero como la conductividad del efluente es igual o inferior al agua cruda, esta es desviada al tanque de agua recuperada TK-1111.</p>	
7	15	<p><b>Pre-servicio:</b> en este paso el agua descarbonada entra por el tope del intercambiador aniónico y sale por el fondo del mismo, hacia el tanque de agua recuperada TK-1111. La finalidad de este paso es completar el desplazamiento de los iones del lecho y alcanzar la conductividad del agua de producción antes de colocarlo en servicio.</p>	

Fuente: LAGOVEN, 1993.

Una vez regenerado el intercambiador aniónico y puesto en servicio, el agua desmineralizada que sale por el fondo de los mismos es enviada al tanque de almacenamiento de agua desmineralizadora TK-1000 en el Bloque-28 o hacia los tanques TK-69/69A en el Bloque-11 (cuando sea requerido).

## CAPÍTULO IV. METODOLOGÍA

Para describir la metodología empleada se hará uso de la tabla 4.1 donde se presenta una secuencia de las etapas seguida para el logro de los objetivos planteados, en donde cada una de las etapas se desarrolla por medio de las actividades realizadas.

**Tabla 4.1.** Contenido de la metodología.

Etapa	Objetivos a alcanzar
I. Exploración y delimitación de alcances.	Filosofía de operación del proceso de desmineralización y regeneración.
	Estimación del caudal de agua desechado en el proceso de regeneración.
II. Recuperación de agua evaluando el proceso actual de regeneración.	Selección de los pasos a recuperar.
	Alternativas para destinar estos pasos y evaluación del impacto en los procesos aguas abajo.
	Incentivo económico de la alternativa seleccionada.
	Instalaciones requeridas para implementar la alternativa seleccionada.
III. Recuperación de agua empleando tecnologías de tratamiento.	Información de las tecnologías de tratamiento.
	Selección de tecnologías.
	Evaluación del impacto en los procesos aguas abajo.
	Instalaciones disponibles para colocar las plantas de tratamiento.

### IV.1. EXPLORACIÓN Y DELIMITACIÓN DE ALCANCES

En esta primera etapa de la investigación se cumplieron las siguientes actividades:

#### ***IV.1.1. Filosofía de operación del proceso de desmineralización y regeneración***

La primera actividad que se realizó fue fijar las bases teóricas del proceso de desmineralización del agua y la regeneración de las resinas que rigen las plantas

desmineralizadoras N° 2 y 3 del CRP-Amuay, por medio de la revisión de diversas fuentes de información, tales como: manuales de las plantas, textos, documentos técnicos, diagramas de flujo, diagramas de tuberías e instrumentación, planos, visitas a las plantas y salas de control, entrevistas con los operadores, técnicos y especialistas en el área; que aportaron conocimientos para comprender detalladamente la filosofía de operación (períodos y frecuencia de regeneración, pasos que conforman el proceso de regeneración para cada una de las resinas, etc.), equipos que integran las plantas, parámetros operacionales (calidad del agua antes y después de ser tratada, cantidades de químicos consumidos, volumen de agua procesado por cada intercambiador, flujos volumétricos de cada una de las corrientes, análisis físico-químicos realizados, etc.) y las reacciones químicas que ocurren en cada una de las resinas.

#### ***IV.1.2. Estimación del caudal desechado en el proceso de regeneración***

En la segunda actividad de esta primera etapa se recopilaron los datos de caudales y tiempos de duración de cada uno de los pasos que conforman la regeneración de las resinas (catiónicas y aniónicas) de las plantas desmineralizadoras, establecidos en el diseño, actualizados mediante estudios recientes y verificados en el control lógico programable (PLC) de cada una de las plantas, además de consultarse con los operadores y el personal técnico a cargo de las plantas. Esta información facilitó la estimación del volumen de agua por regeneración ocasionado de manera intermitente que se destinan a los tanques de neutralización (desechados luego a la bahía) y tanques de agua recuperada (para luego ser tratados en las plantas de ablandamiento en caliente).

Además se recopiló información acerca de las fechas en las cuales se realizaron las regeneraciones de los intercambiadores catiónicos y aniónicos de cada una de las plantas durante los meses de enero hasta junio del año 2002, tomados de los reportes diarios de las plantas de agua para calderas. A partir de estas fechas se determinó el número de regeneraciones mensuales de cada intercambiador iónico, que luego fueron promediados excluyendo los valores anómalos previa justificación de los mismos (ejemplo: paradas de operación de equipos, problemas operacionales, etc.), para ser considerados como base en el cálculo del caudal.

Ahora bien, como el proceso de regeneración de las resinas se realiza de manera intermitente, para determinar el caudal de agua desechado de forma continua en cada uno de los modos de regeneración el procedimiento seguido fue el siguiente:

- 1) Se determinó el volumen de agua aportado por cada paso multiplicando su caudal por el tiempo de duración del paso.
- 2) Se multiplicó cada uno de estos volúmenes por el número de regeneraciones mensuales y por el número de equipos en operación, determinando el volumen de agua aportado mensualmente por cada uno de los pasos que conforman el proceso de regeneración.
- 3) Luego se dividió cada uno de estos valores por el número de minutos presentes en un mes, cambiando de esta manera el cálculo de volumen en galones a caudal en galones por minuto.
- 4) Por último se sumaron los caudales de agua de aquellos pasos que para el momento eran desechados de manera de conocer el volumen desechado en la regeneración de las resinas.

Este procedimiento se siguió para los siguientes modos de regeneración: cocorrente en las resinas catiónicas de DMAY-2, flujo dividido sin contralavado del CAF en las resinas catiónicas de DMAY-3 y cocorrente en las resinas aniónicas de ambas plantas desmineralizadoras. En el caso del modo de regeneración flujo dividido con contralavado del CAF de las resinas catiónicas de DMAY-3 que se lleva a cabo cada 30 regeneraciones de cada tren de intercambio catiónico, para calcular el caudal de agua desechado de manera continua adicionalmente al procedimiento antes descrito en el punto dos se dividió por 30. La suma de los caudales obtenidos para cada modo de regeneración proporciona el caudal total de agua desechado en los procesos de regeneración.

## **IV.2. RECUPERACIÓN DE AGUA EVALUANDO EL PROCESO ACTUAL DE REGENERACIÓN**

En el estudio para la recuperación del agua enviada a los tanques de neutralización se planteó como primera alternativa la optimización del proceso actual mediante la evaluación de cada paso de la regeneración para conocer cuál o cuáles de

ellos se pueden recuperar sin la aplicación de algún tratamiento. Las actividades que comprende esta alternativa son las siguientes:

#### IV.2.1. Selección de los pasos a recuperar

Como primera actividad de esta etapa se realizó la planificación y ejecución de la caracterización de los distintos pasos del proceso de regeneración de las resinas con la finalidad de seleccionar aquellos pasos que se pudieran recuperar sin tratamiento. El principio utilizado para la recuperación fue que la calidad del agua de los pasos evaluados debía tener características similares al agua cruda recibida de los embalses Isiro y Barrancas por medio de Hidrofalcón, de tal manera de desviar el flujo de agua dirigido al tanque de neutralización a un nuevo destino.

Se realizó una pre-selección de los pasos de regeneración en la cual se descartaron todos los pasos de inyección de químicos, tanto de ácido sulfúrico como de hidróxido de sodio, por considerarse de antemano que estos pasos no son recuperables sin la aplicación de un tratamiento. De esta manera, los pasos a evaluar se presentan en la siguiente tabla.

**Tabla 4.2.** Pasos de la regeneración considerados para ser evaluados.

<b>Planta desmineralizadora</b>	<b>Intercambiadores catiónicos (CAD-CAF)</b>	<b>Intercambiador aniónico (ALE)</b>
<b>DMAY-2</b>	Servicio CAD - 1er contralavado CAF	1er contralavado
	Contralavado CAD - Disponible CAF	Precalentamiento
	Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF	Desplazamiento
	Servicio CAD - 2do contralavado CAF	2do contralavado
	Enjuague CAD - Enjuague CAF	Enjuague a neutralización
	Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF	
<b>DMAY-3</b>	Servicio CAD - Lavado superficial CAF	Desplazamiento
	Contralavado CAD	Contralavado
	Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF	Enjuague a neutralización
	Enjuague CAD - Disponible CAF	
	Servicio CAD - Enjuague CAF	
	Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF	

Se establecieron dos opciones para recuperar volúmenes de agua: la primera opción consistió en la evaluación de los pasos completos para conocer cuál o cuáles pueden ser recuperados. Además se planteó una segunda opción, la cual consistió en la recuperación de fracciones de tiempo de un mismo paso.

En la primera opción, debido a que en cada paso las propiedades del efluente varían con el tiempo se estableció que la muestra a analizar debía ser compuesta, y por lo tanto representativa del volumen de agua aportado al tanque de neutralización. Por ello y de acuerdo al tiempo de duración de cada paso se consideró tomar de tres a cinco muestras instantáneas de igual volumen (una al comienzo, una al final y el resto en el intermedio del paso). Las muestras fueron tomadas a la salida del tren de intercambiadores iónicos, es importante indicar que en el caso del tren de intercambiadores catiónicos (que están integrados por intercambiadores catiónicos con resina débil e intercambiadores catiónicos con resina fuerte) la muestra fue tomada a la salida del último intercambiador iónico por donde pasó el fluido antes de llegar a su destino.

De la tabla 4.2 se tiene que para DMAY-2 son once (11) muestras y en DMAY-3 se tomaron nueve (9) muestras, lo cual hizo un total de veinte (20) muestras. Por la cantidad de muestras a caracterizar y los costos que implican cada análisis se considero realizar un sólo muestreo.

Los análisis físico-químicos realizados fueron los siguientes: turbidez, pH, conductividad, sólidos suspendidos totales, calcio, magnesio, sodio, cloruros, sulfatos, fosfatos, alcalinidad a la fenolftaleína, alcalinidad al anaranjado de metilo, hierro total, potasio, cobre, nitrato y sílice. Estos análisis se realizaron usando la metodología de los métodos estándares (APHA, 1998), y fueron ejecutados por el laboratorio especializado en caracterización de efluentes Laboratorio de Servicios Ambientales C. A. (SERVIAMBCA).

En la segunda opción se realizaron análisis de conductividad y pH en los laboratorios existentes en las plantas desmineralizadoras, a cada una de las muestras instantáneas que conforman la muestra compuesta de cada paso, con la finalidad de

conocer si dentro del tiempo de duración de cada uno de los pasos puede haber recuperación.

Las mediciones de conductividad y pH se realizaron por medio de dos equipos portátiles disponibles en las plantas desmineralizadoras marca Yokogawa modelo SC82, el cual puede operar como pH-metro y conductímetro.

La justificación de realizar estos análisis en conjunto (conductividad y pH), es porque la conductividad por sí sola determina indirectamente la cantidad de sólidos disueltos que están contenidos en la solución, más no señala cuales especies iónicas se encuentran presentes, mientras que el pH señala la cantidad de iones hidrógeno ( $H^+$ ) presentes en la muestra.

Para tener una mejor apreciación de lo que sucede a través del tiempo en cada uno de los pasos se realizó un estudio considerando los siguientes factores: las características del agua alimentada al intercambiador iónico, la capacidad de intercambio iónico de la(s) resina(s), el aporte de cada uno de los iones a la conductancia iónica total, los análisis de conductividad y pH realizados a las muestras instantáneas, el contenido iónico de la muestra compuesta obtenidos en los análisis físico-químicos desarrollados en la opción de recuperación de los pasos completos.

El conjunto de estos factores proporcionaron una idea acerca de si el efluente de los intercambiadores catiónicos presenta o no grandes cantidades de cationes (calcio, magnesio, sodio) o de iones hidrógeno, mientras que para el caso de los intercambiadores aniónicos si presenta o no grandes cantidades de aniones (cloruros, sulfatos, bicarbonatos, carbonatos, nitratos) o de iones oxidrilo.

#### ***IV.2.2. Presentación de alternativas para destinar los pasos a recuperar y evaluación del impacto en los procesos aguas abajo***

Luego de escoger los pasos y/o fracciones de pasos a recuperar se plantearon y evaluaron posibles alternativas para destinar estos efluentes, entre ellos se tienen: tanques de agua cruda, torres de enfriamiento, plantas desmineralizadoras o plantas de

ablandamiento en caliente. Para cada uno de estos posibles destinos se debió conocer y estudiar las condiciones actuales de operación, para luego ser evaluados al alimentar los pasos a recuperar sin tratamiento.

#### **IV.2.2.1. Tanques de agua cruda**

Para destinar los nuevos pasos a recuperar de los procesos de regeneración de las resinas de DMAY-2 y DMAY-3 a los tanques de agua cruda se plantearon los siguientes escenarios: primero, el alimentar los pasos de cada planta desmineralizadora a distintos tanques, y segundo el enviar los pasos de ambas plantas desmineralizadora a un mismo tanque. Estos escenarios se estudiaron realizando los balances de masa de las nuevas alimentaciones, a partir de los flujos y los análisis físico-químicos de las corrientes involucradas, considerando que el caudal de los pasos a recuperar desplazaría volúmenes de agua cruda de Hidrofalcón.

Por tanto, se debió evaluar el actual comportamiento hidráulico de los tanques de agua cruda, es decir, los flujos de entrada y salida, así como las nuevas facilidades (líneas de tuberías y sistema de bombeo) que se requerían para enviar estos flujos de agua.

#### **IV.2.2.2. Torres de enfriamiento**

En esta opción se evaluaron las condiciones de calidad del agua actualmente alimentada a las torres de enfriamiento, para luego compararla con los valores de la nueva alimentación, además de conocer las necesidades (líneas de tuberías y sistema de bombeo) requeridas para dirigir los nuevos pasos a recuperar.

#### **IV.2.2.3. Plantas desmineralizadoras**

Para evaluar esta opción en cada una de las plantas desmineralizadoras se realizaron los balances de masa de las mezclas entre el agua cruda (fuente que alimenta actualmente a las plantas) y los nuevos pasos a recuperar, empleando las composiciones físico-químicas y los caudales aportados por cada corriente. Por tanto, se fijó que el

caudal de agua procesado por cada planta no iba a ser modificado, sino que una fracción del agua cruda utilizada actualmente iba a ser desplazada por el caudal de los nuevos pasos a recuperar. Además la recuperación de los pasos se llevaría a cabo en cada una de las plantas donde son originados, es decir, que los nuevos pasos a recuperar en DMAY-2 se alimentarían a DMAY-2; de igual manera se aplicó para DMAY-3.

Como actividad previa a las simulaciones de las plantas desmineralizadoras se realizó una recopilación de los datos de volumen de ácido sulfúrico, volumen de hidróxido de sodio (soda cáustica) y volumen de agua procesada por intercambiador catiónico y aniónico de cada planta; tomados manualmente de los reportes diarios de las plantas de agua para calderas correspondientes a los datos desde enero a septiembre del 2002. Por otra parte, se tomó la recopilación de los datos operacionales típicos, tales como: caudal de entrada, caudal de salida, conductividad del efluente y fuga de sílice, tomados del paquete de monitoreo de variables Aspen Process Explorer correspondiente a los valores diarios de los meses de enero hasta septiembre del 2002. A todos estos datos se le determinó el promedio excluyendo los valores anómalos previa justificación de los mismos (ejemplo: paradas de planta, dato no reportado por el sistema de medición, problemas operacionales, etc.).

La evaluación y comportamiento de las plantas desmineralizadoras se realizó a través del programa IXCALC versión 1.2.0, al cual se le suministraron los datos del análisis del agua cruda y los datos de operación del sistema recopilados. Se validó la simulación cuando la diferencia entre los resultados obtenidos y los valores reales eran despreciables, y se registraron los resultados. Luego a partir de la simulación validada se suministró la caracterización de la nueva mezcla a tratar y se determinaron las diferencias entre ambas simulaciones, sin cambiar ningún otro parámetro (volumen de resina, cantidades de regenerantes, caudal procesado, profundidad del lecho de resina, tipo de regeneración, etc.).

El procedimiento para manejar el programa IXCALC en el modo de evaluación de sistemas de desmineralización (desionización), es el siguiente:

- Seleccionar como caso de estudio **evaluación de sistemas existentes.**
- Seleccionar como proceso de intercambio iónico **desionización.**

- Suministrar datos del análisis del agua: concentraciones de calcio, magnesio, hierro, sodio, potasio, cloruros, sulfatos, nitratos, bicarbonatos, carbonatos y oxidrilos, así como la cantidad de sílice, dióxido de carbono libre, temperatura, pH y materia orgánica.
- Proporcionar los datos de la producción de los intercambiadores iónicos: tasa de flujo y tiempo de operación aproximado.
- Seleccionar el sistema de desmineralización: CAD-CAF-DEG-ABD-ABF, es decir, catión de ácido débil + catión de ácido fuerte + torre desgasificadora de CO<sub>2</sub> + anión de base débil + anión de base fuerte.
- Suministrar las especificaciones del agua tratada, tales como: conductividad del efluente y sílica residual.
- Indicar las siguientes especificaciones del proceso: volúmenes de las resinas, costos de los químicos regenerantes, modos de regeneración, tipos de resinas, tipos cantidades y concentraciones de regenerantes, temperatura de inyección del hidróxido de sodio, profundidad de los lechos de resina, y concentración de dióxido de carbono residual a la salida de la torre desgasificadora de CO<sub>2</sub>.

Con estos datos el programa genera los siguientes resultados: volumen de agua procesada, tiempo potencial de producción, fuga de sodio (conductividad), fuga de sílice, entre otros. Algunas imágenes del programa IXCALC se presentan en el anexo 1.

#### IV.2.2.4. Plantas de ablandamiento en caliente

La opción de alimentar a las plantas de ablandamiento en caliente se haría por medio de los tanques de agua recuperada de cada planta desmineralizadora, por tanto para evaluar su comportamiento se realizó un nuevo muestreo de las corrientes que se alimentan actualmente a este tanque, esquematizadas en la figura 4.1.

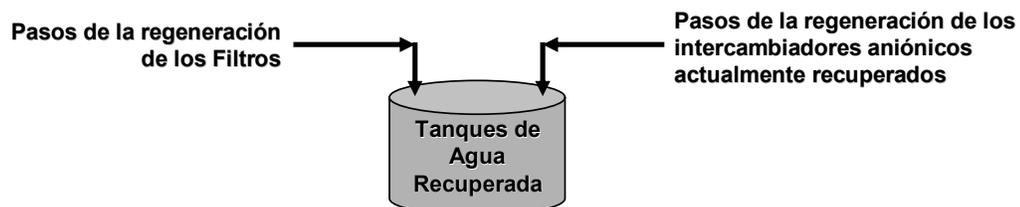


Figura 4.1. Actuales alimentaciones a los tanques de agua recuperada.

Estas corrientes son los pasos lavado superficial y contralavado de la regeneración de los filtros, y los pasos de la regeneración de los intercambiadores aniónicos que se presentan en la tabla 4.3.

**Tabla 4.3.** Pasos de la regeneración actualmente recuperados.

<b>Planta desmineralizadora</b>	<b>Intercambiador aniónico (ALE)</b>
<b>DMAY-2</b>	Enjuague a recuperación
	Pre-servicio
<b>DMAY-3</b>	Pre calentamiento
	Enjuague a recuperación
	Pre-servicio

Fuente: LAGOVEN, 1980; LAGOVEN, 1993.

En el estudio se consideró que la composición química de los pasos de la regeneración de los filtros (lavado superficial y contralavado) era igual a la del agua cruda, por lo que el muestreo sólo se realizó a los pasos de la regeneración de los intercambiadores aniónicos actualmente recuperados. En este muestreo se tiene que para DMAY-2 fueron dos (2) muestras y en DMAY-3 se requirieron de tres (3) muestras, lo cual hizo un total de cinco (5) muestras a las cuales se le realizaron los mismos análisis del muestreo anterior. Además el procedimiento seguido para tomar las muestras se realizó como se indicó en el muestreo anterior, y se realizó un solo muestreo.

Como primera actividad para calcular los caudales de “flujo continuo” de los pasos de la regeneración de los filtros de las plantas desmineralizadoras que son enviados a los tanques de agua recuperada de manera intermitente, se recopilaron los datos de caudales y tiempos de duración de cada uno de los pasos establecidos en el diseño, verificados en el control lógico programable (PLC) de cada una de las plantas y consultados con los operadores y el personal técnico a cargo de las plantas.

Además se recopiló información acerca de las fechas en las cuales se realizaron las regeneraciones de los filtros de cada una de las plantas desmineralizadoras, luego a

partir de estas fechas se determinó el número de regeneraciones mensuales de cada filtro para ser considerados como base en el cálculo de caudal.

Ahora bien, como el proceso de regeneración de los filtros se realiza de manera intermitente, para determinar el caudal de agua destinado a los tanques de agua recuperada de forma continua el procedimiento seguido fue el siguiente:

- 1) Se determinó el volumen de agua aportado por cada paso multiplicando su caudal por el tiempo de duración del paso.
- 2) Se multiplicó cada uno de estos volúmenes por el número de regeneraciones mensuales y por el número de equipos en operación, determinando el volumen de agua aportado mensualmente por cada uno de los pasos que conforman el proceso de regeneración.
- 3) Luego se dividió cada uno de estos valores por el número de minutos presentes en un mes, cambiando de esta manera el cálculo de volumen en galones a caudal en galones por minuto.
- 4) Por último se sumaron los caudales de agua de los pasos que son enviados a los tanques de agua recuperada de manera de conocer el volumen recuperado de la regeneración de los filtros.

Por su parte, el cálculo de los caudales de “flujo continuo” de los pasos actualmente recuperados y los nuevos pasos a ser recuperados de las regeneraciones de las resinas (catiónicas y aniónicas) fue explicado en el punto IV.1.2. Además la planificación y ejecución de los análisis físico-químicos de los nuevos pasos a ser recuperados de las regeneraciones de las resinas se indicaron en la actividad de selección de los pasos a recuperar en el punto IV.2.1.

Con los análisis físico-químicos y los caudales de “flujo continuo” estimados de cada una de las corrientes: pasos de la regeneración de los filtros, pasos de la regeneración de los intercambiadores aniónicos actualmente recuperados y los nuevos pasos a ser recuperados de la regeneración de los intercambiadores iónicos (catiónicos y aniónicos), según el esquema presentado en la figura 4.2, se realizaron los balances de masa para la nueva mezcla a enviar a los tanques de agua recuperada. Además se evaluaron las condiciones actuales de este sistema para conocer los posibles cambios a

presentarse en el revestimiento interno de los tanques y en el funcionamiento de las bombas que descargan el volumen de agua de los tanques (caudal, modo de operación, etc.).

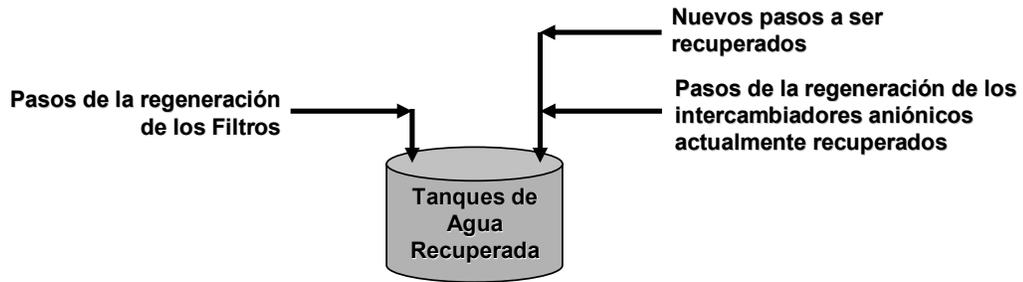


Figura 4.2. Nuevas alimentaciones a los tanques de agua recuperada.

Por otra parte, el sistema de alimentación de las plantas de ablandamiento en caliente N° 2 y 3 está conformado por las siguientes fuentes: los tanques de agua cruda y los tanques de agua recuperada de las plantas desmineralizadoras N° 2 y 3, tal como se muestra en la figura 4.3.

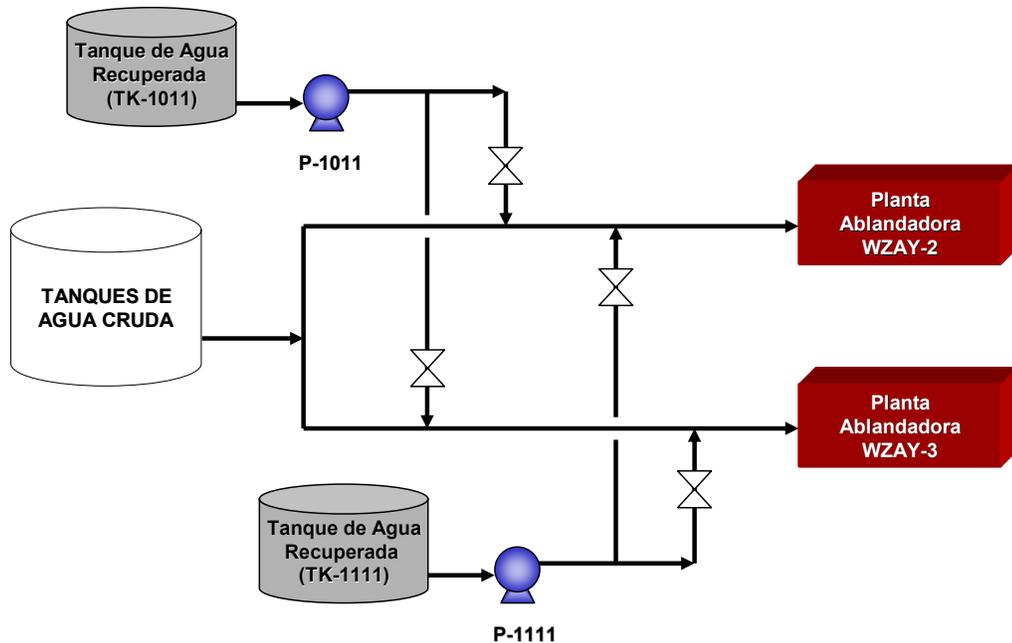


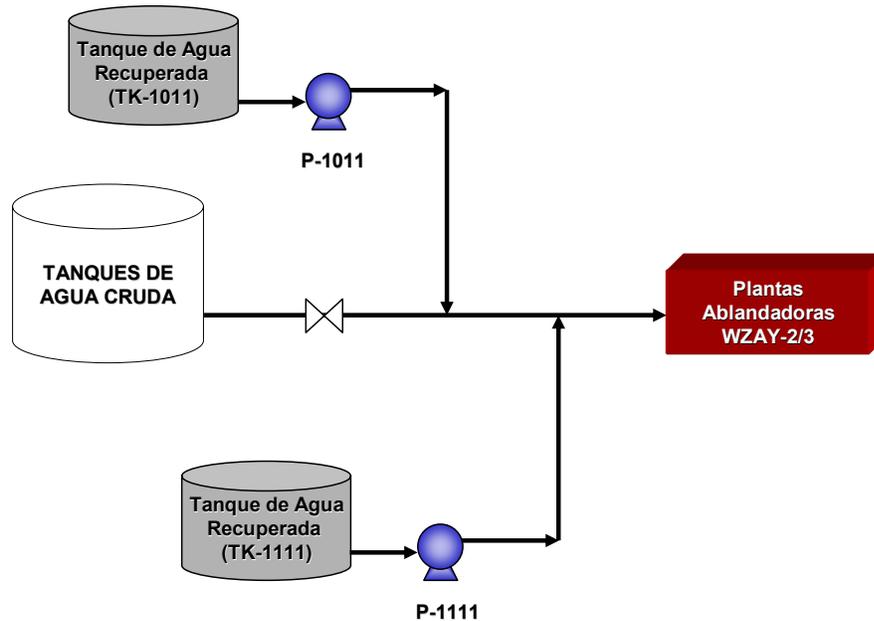
Figura 4.3. Sistema de alimentación de agua a las plantas de ablandamiento en caliente.

En el estudio para evaluar el impacto de las nuevas composiciones de entrada a las plantas de ablandamiento en caliente se deben considerar los siguientes factores:

- 1) Los distintos flujos de operación de las plantas de ablandamiento en caliente WZAY-2 y WZAY-3.
- 2) El agua alimentada de los tanques de agua recuperada son proporcionados de manera intermitente, y no necesariamente de ambos tanques al mismo tiempo.
- 3) El caudal de agua alimentado por las bombas de descarga (P-1011 y P-1111) de los tanques de agua recuperada (TK-1011 y TK-1111, respectivamente) se encuentran operando a un flujo distinto al establecido en el diseño.
- 4) La manipulación del porcentaje de apertura de las válvulas que regulan una mayor o menor cantidad del agua recuperada de las regeneraciones de los filtros y resinas aniónicas de las plantas desmineralizadoras, a una u otra planta de ablandamiento en caliente.

El conjunto de los factores antes mencionados proporcionan infinitas posibles alimentaciones para las plantas de ablandamiento en caliente WZAY-2 y WZAY-3, por lo que se decidió llevar a cabo la evaluación del impacto de los nuevos pasos a recuperar haciendo uso del esquema presentado en la figura 4.4, en la cual no se considera la apertura y cierre de las válvulas que regulan el agua proveniente de cada tanque de agua recuperada a una u otra planta de ablandamiento en caliente, sino que el agua de estos tanques están regulados solamente por la descarga de las bombas que operan con un caudal fijo y de manera intermitente.

Además en este esquema no se toma en cuenta si se alimenta al asentador de WZAY-2 o al asentador de WZAY-3, ya que se decidió agruparlos como si se tuviera un solo asentador, esta decisión se suma al hecho de que las reacciones químicas que se llevan a cabo en cada asentador son idénticas, y que los equipos y corrientes que integran cada asentador son los mismos, lo cual es cierto exceptuando que en el asentador de WZAY-2 no se tiene un compartimiento de agua limpia para los pasos de lavado de los filtros e intercambiadores catiónicos de la misma planta, pero que no interfiere en la química del proceso.



**Figura 4.4.** Esquema de alimentación de agua simulado para las plantas de ablandamiento en caliente.

Una vez aclarado el esquema de alimentación se establecieron los siguientes escenarios de estudio: el **primer escenario** alimentar agua cruda y agua recuperada del tanque TK-1011 de DMAY-2; el **segundo escenario** una alimentación conformada por agua cruda y agua recuperada del tanque TK-1111 de DMAY-3. En estos dos escenarios se realizó el estudio considerando que el flujo de agua de los tanques de agua recuperada es fijado por el caudal de descarga de las bombas y que el flujo de agua cruda es regulado por una válvula para proporcionar diversas relaciones entre las fuentes de alimentación, de esta manera se procedió a efectuar un análisis de sensibilidad que permitiera determinar la relación máxima permisible para cada escenario, realizando mezclas desde un 10% de agua del tanque de agua recuperada con 90% de agua cruda hasta un 100% de agua del tanque de agua recuperada. El **tercer** y último **escenario** planteado está conformado por una alimentación de agua cruda y agua de ambos tanques de agua recuperada (TK-1011 y TK-1111), bajo la siguiente consideración: como el caudal de agua de los tanques de agua recuperada está establecido por el caudal de descarga de las bombas, se decidió colocar el caudal de agua cruda necesario para completar la capacidad de diseño y la capacidad actual de operación de ambas plantas de

ablandamiento en caliente (WZAY-2/3), razón por la cual el análisis de sensibilidad de este escenario se fundamentó en estos dos casos.

Como una actividad requerida en el estudio del tercer escenario se realizó la recopilación del caudal de alimentación de las plantas de ablandamiento en caliente N° 2 y 3, tomados del paquete de monitoreo de variables Aspen Process Explorer correspondiente a los valores diarios de los meses de enero a septiembre del 2002. A estos datos se le determinó el promedio excluyendo los valores anómalos previa justificación de los mismos (ejemplo: paradas de planta, dato no reportado por el sistema de medición, problemas operacionales, etc.).

El estudio de los tres escenarios mencionados anteriormente permitió conocer las posibles relaciones de alimentación en función de los caudales, que luego con las composiciones físico-químicas del agua cruda y de los nuevos contenidos de los tanques de agua recuperada permitieron realizar el balance de masa para la composición de la mezcla a ser tratada en las plantas de ablandamiento en caliente.

La selección de la relación máxima permisible a alimentar a la plantas de ablandamiento en caliente en cada escenario se realizó al comparar los resultados del agua cruda (patrón de comparación) y las nuevas alimentaciones del efluente de la fase precipitación química (asentador), con la finalidad de conocer el comportamiento de esta fase y las posibles previsiones a ser consideradas en los equipos aguas abajo.

Debido a que no se cuenta con un programa o paquete que simule el comportamiento del asentador para diversas caracterizaciones de agua alimentada, además de no conocerse el producto de solubilidad (Kps) de la mezcla a las condiciones de presión y temperatura del sistema a diversas concentraciones de alimentación, para determinar las concentraciones en equilibrio de los iones presentes en la solución, que a su vez representan las concentraciones del agua clarificada del asentador; se procedió a determinar una manera práctica y sencilla de comprender el proceso desarrollado en el asentador, suponiendo y verificando las siguientes consideraciones para el efluente de este equipo:

- a) Las estimaciones de las concentraciones de los iones calcio y carbonato, se determinaron a partir de la curva "Prediction of Hot Process Plant Effluent Calcium Hardness and Carbonate Alkalinity", mostrada en el anexo 2. Esta curva está basada en una serie de experiencias industriales para diversas condiciones de operación proporcionada por la empresa Graver Water. Es importante señalar que esta curva no refleja la cantidad real de los iones calcio en el agua clarificada, sino que los valores determinados son ligeramente superiores a los obtenidos en planta. Sin embargo, se empleó para determinar aproximadamente el comportamiento del asentador, conocer las variaciones al pasar de una a otra alimentación, y determinar el aporte de los iones calcio en la caracterización del agua clarificada que será asignada en la alimentación a los intercambiadores catiónicos, para así determinar el comportamiento de los mismos.
- b) Se supuso que en el agua clarificada la concentración de iones bicarbonatos era cero. Esta premisa está justificada con el hecho de que el valor del pH en el asentador es superior a 10, y a estas condiciones la variación de la alcalinidad ( $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^-$  y  $\text{OH}^-$ ) con respecto al pH señala que los iones bicarbonatos desaparecen y sólo coexisten los iones carbonatos e hidróxidos (LIPESA, 1998).
- c) El valor de los iones hidróxido y magnesio fueron determinados a partir del producto de solubilidad del hidróxido de magnesio ( $K_{ps_{\text{Mg}(\text{OH})_2}}$ ) en solución a la presión y temperatura de operación del asentador.
- d) El porcentaje de remoción global supuesto para la sílice en el asentador fue de 60% de la concentración alimentada.
- e) Remoción total del dióxido de carbono libre presente en el agua de alimentación. Esta consideración es cierta ya que el dióxido de carbono reacciona con el hidróxido de calcio (cal) alimentada en el asentador para transformarse en bicarbonato de calcio adicional al que traía el agua alimentada.
- f) El resto de los iones presentes en la alimentación sufren una dilución por la inyección de vapor realizada al asentador para acelerar el proceso de precipitación.

Para cuantificar los valores de los iones bicarbonatos, carbonatos y oxidrilos presentes en el agua de las nuevas alimentaciones a ser estudiadas en el asentador se usaron los valores de alcalinidad a la fenolftaleína, alcalinidad al anaranjado de metilo y las expresiones presentadas en la tabla 2.3 de los fundamentos teóricos. Luego para reportar los valores de alcalinidad a la fenolftaleína y alcalinidad al anaranjado de metilo de los resultados del agua clarificada del asentador se utilizó los valores obtenidos de bicarbonatos, carbonatos, oxidrilos y las ecuaciones I, II y III mostradas en los fundamentos teóricos.

Una vez estimado los valores de caracterización de la relación máxima permisible de los escenarios planteados, se procedió a realizar la evaluación del comportamiento de las plantas de ablandamiento en caliente N° 2 y 3, en cada una de sus fases:

- **Precipitación química:** debido a que ya se predijo la composición del efluente se procedió a determinar las posibles diferencias en los consumos de químicos (cal e hidróxido de sodio) en las condiciones actuales de operación y luego de alimentar los pasos a recuperar en la relación máxima permisible.

A partir de las reacciones químicas desarrolladas dentro del reactor (asentador) para remover la dureza y alcalinidad se procedió a deducir las ecuaciones matemáticas para determinar las cantidades de consumo de químicos necesarias para el tratamiento del agua alimentada.

- **Filtración:** se establecieron los cambios en la fase de filtración entre el flujo actual de operación y la nueva mezcla a tratar, ambas alimentaciones provenientes de la fase precipitación química.
- **Suavización:** previo a la simulación de los intercambiadores catiónicos en la fase de suavización se recopiló información de la producción (caudal de salida) de las plantas de ablandamiento en caliente N° 2 y 3 extrayendo del paquete de monitoreo de variables Aspen Process Explorer los valores diarios correspondientes a los meses de enero y septiembre del 2002, con la finalidad de estimar la tasa de flujo de los intercambiadores catiónicos ciclo sodio de cada planta. Además se recopilaron los

datos de tiempo potencial de producción de los intercambiadores catiónicos ciclo sodio tomados manualmente de los reportes diarios de las plantas de agua para calderas correspondientes a los datos desde enero a septiembre del 2002. Por otra parte los valores de la fuga de dureza de las plantas WZAY se tomaron manualmente de los reportes recibidos de los análisis realizados por el laboratorio de las plantas de zeolitas (ablandamiento en caliente) del Bloque-11 correspondientes a las fechas dentro del lapso de enero a septiembre del 2002. A los valores de producción, tiempo potencial de producción y fuga de dureza se le determinó el promedio excluyendo los valores anómalos previa justificación de los mismos (ejemplo: paradas de planta, dato no reportado por el sistema de medición, problemas operacionales, etc.). El consumo de salmuera de cada uno de los intercambiadores catiónicos de las plantas WZAY se calculó a partir del nivel de regeneración recomendado para estos equipos y del volumen de resina almacenado dentro de cada equipo.

La evaluación y comportamiento de la fase de suavización se realizó por medio del programa IXCALC versión 1.2.0, en el cual se suministraron todos los datos del análisis del agua del caso base y los datos recopilados de operación del sistema. Luego de validar la simulación cuando la diferencia entre los resultados obtenidos del programa y los valores reales fueron despreciables, se registraron los resultados de las condiciones de operación y se suministraron los datos del análisis físico-químico de la nueva mezcla a tratar, determinándose las diferencias entre ambas simulaciones. Los datos físico-químicos suministrados tanto para el caso base como el de la nueva mezcla a tratar, eran los provenientes luego de pasar por la fase de precipitación química y filtración.

El procedimiento a seguir para manejar el programa IXCALC bajo el modo de suavización, es el siguiente:

- Seleccionar el modo **evaluación de sistemas existentes**.
- Seleccionar como proceso de intercambio iónico **suavización**.
- Suministrar datos del análisis del agua: concentraciones de calcio, magnesio, hierro, sodio, potasio, cloruros, sulfatos, nitratos, bicarbonatos, carbonatos y oxidrilos, así como la cantidad de sílice, dióxido de carbono libre, temperatura, pH y materia orgánica.

- Proporcionar los datos de la producción de los intercambiadores catiónicos: tasa de flujo y tiempo de operación aproximado.
- Indicar las siguientes especificaciones del proceso: volumen de resina, costo del regenerante, modo de regeneración, tipo de resina, cantidad de regenerante, concentración de regenerante, profundidad del lecho de resina.

A partir de estos datos el programa determina los siguientes resultados: volumen de agua procesada, tiempo potencial de producción, fuga de dureza, entre otros. Algunas imágenes de la interacción con el programa IXCALC se presentan en el anexo 1.

### ***IV.2.3. Incentivo económico asociado en la recuperación de agua sin tratamiento***

En esta sección de la segunda etapa se procedió a buscar información de los precios de químicos (hidróxido de calcio, hidróxido de sodio y salmuera) y agua cruda solicitados al personal de compras y ventas de insumos de la Refinería.

Luego a partir de estos datos y de la evaluación de la alternativa seleccionada, se estimaron los costos y los ahorros implicados en el consumo de químicos y volúmenes de agua, para conocer las ganancias brutas de los cambios propuestos en la recuperación de algunos pasos de las regeneraciones de las resinas de las plantas desmineralizadoras.

### ***IV.2.4. Instalaciones requeridas para implementar la alternativa seleccionada***

Después de evaluar las operaciones y procesos unitarios de las posibles fuentes de alimentación para la recuperación de agua sin tratamiento y seleccionar la más adecuada, se procedió a establecer las facilidades (líneas de tuberías, válvulas, accesorios, sistema de bombeo, etc.) requeridas para llevar a cabo la recuperación de los pasos seleccionados, estableciéndose las condiciones de operación de las nuevas líneas, equipos y accesorios, presentadas en hojas de especificación. Como primer paso para establecer las facilidades requeridas se realizaron visitas al área con la finalidad de inspeccionar las instalaciones existentes y realizar las mediciones aproximadas de las

nuevas instalaciones (diámetros y longitudes), y luego en un segundo paso se realizaron los balances de energía correspondientes (Bernoulli) para establecer las presiones de operación de las nuevas líneas y conocer si las presiones a la descarga de los intercambiadores iónicos tienen suficiente energía para garantizar la descarga del fluido en su destino final.

De manera adicional y complementaria, se presentaron los cambios de la filosofía de operación para la propuesta seleccionada explicados por medio de los diagramas de las nuevas instalaciones requeridas.

### **IV.3. RECUPERACIÓN DE AGUA EMPLEANDO TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO**

A los pasos de las regeneraciones de las resinas de las plantas desmineralizadoras enviados a los tanques de neutralización que no se pudieron recuperar en la alternativa anterior se le planteó una segunda alternativa, la cual consistió en recuperar volúmenes de agua con el uso de un sistema de tratamiento, seleccionando la tecnología que mejor se adecúe para el tipo de agua presente en los tanques. Esta alternativa está conformada por las siguientes actividades:

#### ***IV.3.1. Búsqueda y revisión de tecnologías de tratamiento***

Se realizó la revisión de los fundamentos teóricos de las tecnologías de desalación que se presentan en el mercado para conocer el esquema de proceso, equipos requeridos, datos operacionales, calidad del agua obtenida, y los factores que limitan a cada una de las tecnologías; conocimientos que fueron adquiridos por medio de lecturas de libros, documentos técnicos y visitas a páginas web.

#### ***IV.3.2. Selección de tecnologías***

Como otra actividad de la tercera etapa de esta investigación se determinó el volumen de agua que puede ser destinado a una nueva planta de tratamiento a partir del

caudal de agua desechado en cada una de las plantas desmineralizadoras, sustrayéndole los volúmenes de cada uno de los pasos a ser recuperados sin ningún tratamiento.

Se realizó la caracterización del efluente de los tanques de neutralización por medio de dos nuevos muestreos, uno para cada tanque de neutralización de las plantas desmineralizadoras, que sumados a los tres análisis realizados por Mireles en el año 2000, representa un total de cinco caracterizaciones, las cuales permiten conocer las fluctuaciones de cada uno de los parámetros analizados. Las muestras fueron tomadas luego de que se llevó a cabo la neutralización del volumen presente en el tanque. Estas muestras fueron analizadas por el Laboratorio SERVIAMBCA, y a cada una se le realizaron los análisis mencionados anteriormente.

A partir de las caracterizaciones de los tanques de neutralización, los caudales que se destinan a estos tanques y mediante el uso de balances de masa, considerando los pasos a recuperar sin la aplicación de tratamiento, se determinaron las nuevas composiciones físico-químicas a presentar los tanques de neutralización que serán alimentados al nuevo sistema de tratamiento.

Así mismo, se estableció que la calidad del agua a producir en el nuevo sistema de tratamiento debe ser igual o mejor a la del agua cruda, indicando las ventajas y desventajas de esta premisa. Para disminuir la cantidad de métodos de tratamiento se realizó una primera selección estudiando los diversos factores que restringen su aplicación. Luego a los procesos restantes se le analizaron las ventajas y desventajas por medio de una tabla comparativa entre ellos.

Posteriormente, se realizó una matriz de selección para evaluar integralmente las diferentes tecnologías para el tratamiento químico del efluente de los tanques de neutralización. La puntuación otorgada a cada uno de los parámetros que conforman la matriz de selección se indica en la tabla 4.4.

La puntuación mínima para que una tecnología clasifique técnico-económicamente en el tratamiento del agua proveniente de los tanques de neutralización se estableció en 75% de la ponderación global.

**Tabla 4.4.** Ponderación de los factores que integran la matriz de selección.

Parámetros	Puntuación
➤ Experiencia	22 %
➤ Complejidad	12 %
➤ Operación	18 %
➤ Mantenimiento	18 %
➤ Seguridad	10 %
➤ Economía	20 %
<b>Total</b>	<b>100 %</b>

La evaluación de cada parámetro que constituye la matriz se realizó por medio de una evaluación cualitativa de diversos aspectos relativos a cada uno, haciendo uso de la siguiente escala: 100 % “excelente”, 75 % “bueno”, 50 % “regular”, 25 % “deficiente”. Los diversos aspectos que integran cada uno de los parámetros son presentados a continuación junto a su máxima calificación:

- **Experiencia:** se consideran las referencias de las tecnologías en tratamiento de este tipo de efluente, tomando en consideración las siguientes aspectos: madurez de la tecnología (7%), la experiencia industrial (7%) y el número de suplidores a nivel nacional e internacional (8%).
- **Complejidad:** en este aspecto se estudian las exigencias en los sistemas de pre-tratamientos requeridos (3%) y la complejidad operacional del sistema de tratamiento (3%), así como la flexibilidad a los cambios en la calidad del agua de alimentación (3%), el tiempo de instalación de la planta (1%) y el espacio acorde con las necesidades básicas para la ubicación de la infraestructura de los equipos de la tecnología (2%).
- **Operación:** se evalúa la eficiencia del proceso tomando en cuenta la calidad (5%) y volumen de agua recuperada (4%), además del número de operadores (1%) y asistencia técnica requeridos para la operación del proceso (2%), los consumos de energía (3%) y aditivos químicos (3%).

- **Mantenimiento:** en este punto se consideran todos los aspectos que permiten garantizar la correcta aplicación y continuidad operacional del tratamiento, tales como: frecuencia de mantenimiento de la planta (8%), la duración de las paradas de planta (4%) y la vida útil de los equipos (6%).
  
- **Seguridad:** en este aspecto se toma en cuenta el nivel de seguridad operacional, incluyendo el buen funcionamiento de los equipos que conforman la planta (10%).
  
- **Economía:** se recopilan todos los aspectos que de alguna u otra manera afectan el costo del agua producida, tales factores son: consumo de energía térmica (4%), consumo de energía eléctrica (4%), mano de obra por operación (3%), limpieza química-productos químicos (3%), reposición de equipos (3%), mantenimiento y otros (3%).

#### **IV.3.3. Evaluación del impacto en los procesos aguas abajo**

En esta etapa de la investigación se llevaron a cabo las evaluaciones pertinentes para conocer los efectos de la nueva planta de tratamiento en las operaciones y procesos unitarios ya existentes. Motivado a que los efluentes de las regeneraciones de las resinas son originados de manera intermitente, y que presenta variaciones de pH, dependiendo del intercambiador iónico regenerado, se buscaron alternativas para evitar que se presentasen cambios en la composición de la alimentación de la planta de tratamiento seleccionada tomando en cuenta el menor número de plantas requeridas.

Además, se buscó información acerca de la estructura de la planta, es decir, etapas de pretratamiento y tratamiento, además de conocer la eficiencia global de la planta, designando de esta manera las calidades de sus corrientes de salida (agua de producción y agua de rechazo). Para ello se elaboró una propuesta en español e inglés, con los requerimientos necesarios para el buen funcionamiento de la planta de tratamiento y se le envió a varias empresas para que presentaran una propuesta técnico-económica del proceso, y así establecer las instalaciones básicas para montar la planta. La consulta a las empresas se realizó por medio de personas contactos, e-mail y páginas web.

Así mismo se establecieron los posibles puntos de alimentación del agua producto de la nueva planta de tratamiento, realizando una evaluación simplificada de los sistemas a los cuales puede ser alimentado. Además se realizó la designación para la corriente con mayor carga iónica tomando en cuenta la concentración de los iones presentes y lo establecido en el Decreto N° 883 para los vertidos líquidos (GACETA OFICIAL, 1995).

#### ***IV.3.4. Instalaciones disponibles para colocar las plantas de tratamiento***

Una vez seleccionada la tecnología y evaluadas las consideraciones en las operaciones y procesos unitarios existentes se procedió a realizar la búsqueda de alternativas para ubicar la(s) nueva(s) planta(s) de tratamiento.

En esta sección se realizó el levantamiento de la información de los equipos e instalaciones que actualmente no están asignados a otros procesos y que pueden ser utilizados en la(s) nueva(s) planta(s) de tratamiento de manera de establecer el modo de operación (continua o intermitente). En el caso de la planta de tratamiento para el agua almacenada en el tanque de neutralización de DMAY-2 (TK-1010) se contó con los equipos e instalaciones de la planta desmineralizadora N° 1 (actualmente desincorporada), de la cual se evaluaron líneas y accesorios del rack de tuberías, el tanque de neutralización de esta planta (TK-1528, mejor conocido como TK-68), y las bombas de producción (P-1522-A/B/C).

El estudio realizado en el tanque de neutralización de DMAY-1 fue para conocer si podía emplearse como tanque de compensación para trasegar los volúmenes de agua del TK-1010, garantizando de esta manera que la nueva planta de tratamiento a ser ubicada en DMAY-2 reciba su afluente sin presentar cambios de pH y el proceso sea continuo. Para ello se consideró que el agua a tratar en la nueva planta corresponde al agua que se dirige al tanque TK-1010, una vez desviados los pasos recuperables sin tratamiento seleccionados en este estudio.

El uso de las bombas de producción de DMAY-1 se evaluó para el trasegado del TK-1010 al TK-68. Luego en función de la información recabada de los accesorios y líneas nuevas y existentes en DMAY-1 se realizó una hoja de cálculo para la evaluación

de las pérdidas por fricción del sistema. A partir de estas pérdidas por fricción se realizó la comparación de la curva del sistema con la curva de operación de las bombas por medio de otra hoja de cálculo para el trasegado de un tanque a otro (facilitada por el personal de Suministros de la Gerencia de Ingeniería de Procesos). De esta manera se establecieron los requerimientos que permitieron aprovechar las instalaciones antes mencionadas.

En el caso de la planta de tratamiento a ubicar en DMAY-3 para recuperar el contenido del tanque de neutralización TK-1110, se procedió a diseñar de manera preliminar las facilidades requeridas (líneas y accesorios) para instalar y operar la planta de tratamiento de modo intermitente debido a que no hay suficiente espacio para instalar un tanque compensatorio que permita inyectar de manera continua el agua neutralizada a la planta de tratamiento, y que no existen facilidades desincorporadas cercanas a la planta DMAY-3 que puedan ser utilizadas en las instalaciones de la planta de tratamiento a ubicar en DMAY-3.

Una vez establecidas las bases de diseño para el tratamiento del agua contenida en cada tanque de neutralización de las plantas desmineralizadoras se realizaron los diagramas de proceso y las hojas de especificación de las líneas y accesorios requeridos para el tratamiento de estos volúmenes de agua. Además se realizó la descripción de las filosofías de operación, así como el establecimiento de los servicios necesarios.

## **CAPÍTULO V. PRESENTACIÓN Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS**

En este capítulo se muestran y discuten los resultados obtenidos a través del desarrollo del Trabajo Especial de Grado, los cuales serán presentados siguiendo el mismo orden establecido en la metodología.

### **V.1. ESTIMACIÓN DEL CAUDAL DESECHADO EN EL PROCESO DE REGENERACIÓN**

Los resultados de la información actualizada de los datos de caudales, tiempos de duración y volumen aportado por cada uno de los pasos que conforman la regeneración de las resinas catiónicas y aniónicas de las plantas desmineralizadoras son presentados a continuación:

En la información recopilada de los flujos y tiempos de duración de los **pasos de regeneración de las resinas catiónicas de la planta desmineralizadora N° 2 (DMAY-2)** presentados en la tabla 5.1, se halló que los valores contenidos en el manual de la planta (LAGOVEN, 1980) fueron verificados y actualizados en el 1er trimestre del año 2002 presentándose modificaciones en el tiempo de duración de los pasos N° 1, 2, 4, 5, 6, 7 y en los flujos de los pasos N° 1, 4, 5, 6. Sin embargo, al presenciar varias regeneraciones para confirmar estos datos operacionales en el control lógico programable (PLC) de la planta y al consultar con los operadores de la planta, se obtuvo que el paso “Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF” no era contabilizado en los datos recopilados por lo que se procedió a agregarlo con sus respectivos datos de flujo y tiempo de duración.

Los datos de flujo volumétricos presentados en la tabla corresponden al valor del flujo total de agua y/o ácido diluido que son actualmente destinados al tanque de neutralización (TK-1010) luego de pasar por los intercambiadores catiónicos con resinas débiles y/o intercambiadores catiónicos con resinas fuertes. Esta acotación se realiza debido a que hay pasos donde no hay actividad en uno de los dos intercambiadores, y en

otros pasos en que los flujos son diferentes para las resinas débiles y fuertes, tal como se describió en la filosofía de operación del proceso de regeneración.

**Tabla 5.1.** Datos operacionales de la regeneración de las resinas catiónicas en DMAY-2.

Nº	Paso	Tiempo, t (min)	Flujo, F (gpm)	Volumen, V (gal)
1	Servicio CAD - 1er contralavado CAF	15	1.000	15.000
2	Contralavado CAD - Disponible CAF	15	660	9.900
3	Disponible CAD - Inyección de ácido al 2 % CAF	32	607	19.424
4	Inyección de ácido al 0,8 % CAD - Inyección de ácido al 4 % CAF	40	1.256	50.240
5	Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF	40	1.250	50.000
6	Servicio CAD - 2do contralavado CAF	15	1.000	15.000
7	Enjuague CAD - Enjuague CAF	60	900	54.000
8	Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF	15	900	13.500

La información presentada en la tabla 5.2 corresponde a los datos operacionales de los **pasos de regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2**, estos datos son tomados de un estudio posterior a los presentados en el manual de la planta (LAGOVEN, 1980) en el cual se actualizaron y verificaron hallándose modificaciones en los tiempos de duración de los pasos N° 1, 3, 4, 5 y en los flujos de los pasos N° 3, 5, 6, 7. Además al asistir a varias regeneraciones con el objetivo de constatar esta información con el PLC de la planta y consultarlo a los operadores, se encontraron las siguientes discrepancias: primero, que el paso “Pre-servicio” no había sido tomado en consideración, por tanto se anotaron y agregaron los datos de flujo y tiempo de duración al proceso de regeneración; y segundo, que la suma de los tiempos de duración de los pasos “Enjuague a neutralización” y “Enjuague a recuperación” debe ser 90 minutos, y el cambio de un paso a otro se realiza en el momento en que la conductividad del efluente es igual o inferior al agua cruda, el cual al presenciar varias regeneraciones este cambio se realizó en promedio a los 75 minutos.

**Tabla 5.2.** Datos operacionales de la regeneración de las resinas aniónicas en DMAY-2.

Nº	Paso	Tiempo, t (min)	Flujo, F (gpm)	Volumen, V (gal)
1	1er contralavado	15	400	6.000
2	Precaentamiento	20	200	4.000
3	Inyección de cáustico al 4 %	40	256	10.240
4	Desplazamiento de cáustico	40	200	8.000
5	2do contralavado	20	200	4.000
6	Enjuague a neutralización	75	400	30.000
7	Enjuague a recuperación	15	400	6.000
8	Pre-servicio	15	400	6.000

Desde el paso N° 1 al 6 el volumen de agua usado en la regeneración de las resinas aniónicas es enviado al tanque de neutralización TK-1010, mientras que el agua de los pasos N° 7 y 8 se destina al tanque de agua recuperada TK-1011.

La información recopilada de los flujos y tiempos de duración de los **pasos de regeneración de las resinas catiónicas de la planta desmineralizadora N° 3 (DMAY-3)** se muestran en la tabla 5.3 los cuales fueron tomados del manual de la planta (LAGOVEN, 1993) para luego ser verificados y actualizados con los reportados en el PLC de la planta, obteniéndose diferencias para los flujos de todos los pasos y sólo para el tiempo de duración del paso N° 10. Adicionalmente se pudo hallar que el paso “Pre-servicio CAD – Pre-servicio CAF” no era tomado en cuenta en los pasos reportados en el manual, por tal razón se anotaron y agregaron los datos de flujo y tiempo de duración al total de volumen usado en el proceso de regeneración.

En la tabla se presentan los datos de tiempo y flujo de los pasos que conforman los modos de regeneración “flujo dividido sin contralavado del CAF” y “flujo dividido con contralavado del CAF” los cuales son iguales, excepto para los pasos N° 2 y 5 donde se tienen tiempos de duración diferentes que generan volúmenes de agua distintos. Estos datos son mostrados de la siguiente manera: el valor de la izquierda corresponde a la regeneración “flujo dividido sin contralavado del CAF” y el valor de la derecha corresponde a la regeneración “flujo dividido con contralavado del CAF”.

**Tabla 5.3.** Datos operacionales de la regeneración de las resinas catiónicas en DMAY-3.

Nº	Paso	Tiempo, t (min)	Flujo, F (gpm)	Volumen, V (gal)
1	Servicio CAD - Lavado superficial CAF	9	773	6.957
2	Servicio CAD - Contralavado CAF	0 / 18	773	0 / 13.914
3	Contralavado CAD - Inyección inicial de ácido al 2 % CAF	8	820 / 983	6.560 / 7.864
4	Disponible CAD - Inyección inicial de ácido al 2 % CAF	1	983	983
5	Disponible CAD - Inyección final de ácido al 2 % CAF	26 / 65	455	11.830 / 29.575
6	Inyección de ácido al 0,8 % CAD - Inyección final de ácido al 2 % CAF	15	1.165	17.475
7	Inyección de ácido al 0,8 % CAD - Desplazamiento CAF	12	1.165	13.980
8	Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF	8	450	3.600
9	Enjuague CAD - Disponible CAF	12	773	9.276
10	Servicio CAD - Enjuague CAF	70	773	54.110
11	Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF	10	773	7.730

Los datos de flujo volumétrico mostrados corresponden al flujo total de agua y/o ácido diluido que son actualmente destinados al tanque de neutralización (TK-1110) luego de pasar por las resinas débiles y/o resinas fuertes. El señalamiento anterior es realizado por las siguientes razones: en algunos de los pasos no se contempla actividad para ambos intercambiadores catiónicos, en otros pasos los flujos de inyección para las resinas débiles y fuertes son distintos, y además los flujos de inyección en las resinas catiónicas fuertes se realizan a través de las dos distribuidores (superior e inferior) a distintos flujos por ser una regeneración a flujo dividido; razones que se indicaron en la filosofía de operación del proceso de regeneración.

En el paso N° 3 (“Contralavado CAD – Inyección inicial de ácido al 2% CAF”) se presentan dos valores de flujo volumétrico los cuales corresponden el número de la izquierda a la operación de “Contralavado del CAD” y el número de la derecha a la operación de “Inyección inicial de ácido al 2% del CAF”, los cuales a pesar de llevarse a cabo de manera simultánea, los fluidos empleados son independientes.

En la tabla 5.4 se presentan los datos operacionales de los **pasos de regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3**, los cuales fueron tomados del

manual de la planta (LAGOVEN, 1993) y confirmados con los valores presentados en el PLC de la planta, hallándose diferencias en el tiempo del paso N° 4 (“Contralavado”) y adicionalmente que la suma de los tiempos de duración de los pasos de enjuagues (neutralización y recuperación) deben ser 100 minutos, y que el cambio de un paso a otro según información suministrada por los operadores de la planta y constatado al presenciar varias regeneraciones se realiza en promedio a los 60 minutos.

**Tabla 5.4.** Datos operacionales de la regeneración de las resinas aniónicas en DMAY-3.

N°	Paso	Tiempo, t (min)	Flujo, F (gpm)	Volumen, V (gal)
1	Precalentamiento	31	195	6.045
2	Inyección de cáustico al 4 %	46	203	9.338
3	Desplazamiento de cáustico	52	195	10.140
4	Contralavado	20	270	5.400
5	Enjuague a neutralización	60	733	43.980
6	Enjuague a recuperación	40	733	29.320
7	Pre-servicio	15	733	10.995

El agua efluente de los pasos N° 2 al 5 de la regeneración de las resinas aniónicas es destinado al tanque de neutralización TK-1110, mientras que los volúmenes de agua de los pasos N° 1, 6, 7 son enviados al tanque de agua recuperada TK-1111.

En cuanto al número de regeneraciones mensuales de cada intercambiador iónico de las plantas desmineralizadoras N° 2 y 3 en el lapso estudiado desde enero hasta junio del 2002, se tiene que en DMAY-3 el cálculo en los intercambiadores catiónicos sólo estuvo fundamentado en el promedio de las regeneraciones mensuales de los meses de enero y junio del 2002, por las siguientes razones: primero, que el tren N° 2 (conformado por los equipos EC-1101 y EC-1104) estuvo fuera de servicio desde el 15 de febrero del 2002 hasta los primeros días del mes de junio del 2002, y segundo, el caudal procesado por la planta no disminuyó durante el período antes mencionado de manera de reducir la frecuencia de regeneración de los equipos operativos; que trajo como consecuencia que el número de regeneraciones mensuales de los trenes operativos (N° 1 y 3) aumentaran para compensar el número de regeneraciones faltantes del tren N° 2, y que hace que el

número de regeneraciones obtenido no corresponda al de las condiciones normales de operación.

Por otra parte para los intercambiadores aniónicos no se presentó ninguna observación de anomalía en el lapso de tiempo estudiado. Por los motivos antes expuestos se obtuvo que el número de regeneraciones tanto para los trenes catiónicos y aniónicos de DMAY-3 fueron de 12 veces al mes.

Por otra parte, en la planta DMAY-2 se obtuvo que el número de regeneraciones mensuales para los trenes aniónicos fue de 12 veces y para los trenes catiónicos de 14 veces, pero como el catión de ácido débil (EC-1000) perteneciente al tren N° 1 de los intercambiadores catiónicos estuvo fuera de servicio durante todo el período estudiado (lo cual aumenta el número de regeneraciones de los trenes restantes), se estableció descartar el número de 14 regeneraciones mensuales obtenidos y usar el mismo número de las regeneraciones de los intercambiadores catiónicos de DMAY-3 (12 regeneraciones mensuales cada tren catiónico).

En resumen se tiene que el número de regeneraciones mensuales para los intercambiadores catiónicos y aniónicos de ambas plantas desmineralizadoras es de 12 veces al mes, dato que corresponde con la estadística manejada en los últimos años por los ingenieros integrantes de la Sección de Servicios y Suministros (SyS) de la Gerencia de Ingeniería de Procesos (GIP).

Los resultados de los caudales aportados de manera continua por cada uno de los pasos de los diversos modos de regeneración empleados en las plantas desmineralizadoras son presentados en las siguientes tablas. Estos fueron calculados a partir de los datos de flujos volumétricos y tiempos de cada paso en el proceso batch mostrados anteriormente en las tablas 5.1 a la 5.4, los 3 trenes de intercambiadores (catiónicos y aniónicos) de cada planta en operación, el número de regeneraciones mensuales por intercambiador (catiónico y aniónico) de cada planta desmineralizadora y según el procedimiento descrito en la metodología.

Los valores de la regeneración a cocorriente de las resinas catiónicas de DMAY-2 son presentados en la tabla 5.5. Actualmente los caudales de todos los pasos son enviados al tanque de neutralización de DMAY-2.

**Tabla 5.5.** Caudales aportado por cada paso en la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-2.

Nº	Paso	Caudal aportado (gpm)
1	Servicio CAD - 1er contralavado CAF	13
2	Contralavado CAD - Disponible CAF	8
3	Disponible CAD - Inyección de ácido al 2 % CAF	16
4	Inyección de ácido al 0,8 % CAD - Inyección de ácido al 4 % CAF	42
5	Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF	42
6	Servicio CAD - 2do contralavado CAF	13
7	Enjuague CAD - Enjuague CAF	45
8	Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF	11

Los resultados de la regeneración a cocorriente de las resinas aniónicas de DMAY-2 se presentan en la tabla 5.6. En los cuales se tiene que los flujos de los pasos N° 1 al 6 se destinan al tanque de neutralización (TK-1010), mientras los pasos N° 7 y 8 son enviados al tanque de agua recuperada (TK-1011).

**Tabla 5.6.** Caudales aportado por cada paso en la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2.

Nº	Paso	Caudal aportado (gpm)
1	1er contralavado	5
2	Pre calentamiento	3
3	Inyección de cáustico al 4 %	9
4	Desplazamiento de cáustico	7
5	2do contralavado	3
6	Enjuague a neutralización	25
7	Enjuague a recuperación	5
8	Pre-Servicio	5

Los valores de los modos de regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3 son presentados en la tabla 5.7, en la cual se tiene que los valores de los caudales para la regeneración a “flujo dividido sin contralavado del CAF” están en la columna del lado izquierdo y los resultados de los caudales para la regeneración a “flujo dividido con contralavado del CAF” se presentan en la columna derecha de la tabla. Actualmente los caudales de todos los pasos son enviados al tanque de neutralización de DMAY-3. Además en el paso N° 3 (“Contralavado CAD - Inyección inicial de ácido al 2% CAF”) de ambos modos de regeneración se presentan dos valores de caudales, el valor de la izquierda corresponde al caudal aportado en la operación realizada en el “contralavado del CAD” y el valor de la derecha corresponde al caudal aportado de la “inyección inicial de ácido al 2% del CAF”, que a pesar de llevarse a cabo de manera simultánea cada intercambiador catiónico opera de manera independiente.

**Tabla 5.7.** Caudales aportado por cada paso en la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3.

N°	Paso	Caudal aportado (gpm)	
		Sin contralavado del CAF	Con contralavado del CAF
1	Servicio CAD - Lavado superficial CAF	6	0,2
2	Servicio CAD - Contralavado CAF	0	0,4
3	Contralavado CAD - Inyección inicial de ácido al 2 % CAF	5 / 7	0,2 / 0,2
4	Disponible CAD - Inyección inicial de ácido al 2 % CAF	1	0,03
5	Disponble CAD - Inyección final de ácido al 2 % CAF	10	0,8
6	Inyección de ácido al 0,8 % CAD - Inyección final de ácido al 2 % CAF	15	0,5
7	Inyección de ácido al 0,8 % CAD - Desplazamiento CAF	12	0,4
8	Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF	3	0,1
9	Enjuague CAD - Disponible CAF	8	0,3
10	Servicio CAD - Enjuague CAF	45	1,5
11	Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF	6	0,2

Los caudales de la regeneración a cocorriente de las resinas aniónicas de DMAY-3 se presentan en la tabla 5.8, de los cuales actualmente el efluente de los pasos N° 2 al 5

son enviados al tanque de neutralización TK-1110, y los pasos N° 1, 6 y 7 se destinan al tanque de agua recuperada TK-1111.

**Tabla 5.8.** Caudales aportado por cada paso en la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3.

N°	Paso	Caudal aportado (gpm)
1	Pre calentamiento	5
2	Inyección de cáustico al 4 %	8
3	Desplazamiento de cáustico	8
4	Contralavado	5
5	Enjuague a neutralización	37
6	Enjuague a recuperación	24
7	Pre-Servicio	9

Por medio de las tablas 5.5 y 5.6 que corresponden a los caudales de los pasos de las regeneraciones de las resinas de la planta desmineralizadora N° 2, se tiene que actualmente son enviados 241 gpm al tanque de neutralización (TK-1010) y 10 gpm al tanque de agua recuperada (TK-1011), mientras que para la planta desmineralizadora N° 3 de acuerdo a las tablas 5.7 y 5.8, se tiene que actualmente son enviados 39 gpm al tanque de agua recuperada (TK-1111) y 179 gpm al tanque de neutralización (TK-1110).

Partiendo de la premisa que las capacidades de las plantas y los volúmenes de resina en los intercambiadores catiónicos y aniónicos son iguales para ambas plantas desmineralizadoras, se puede señalar que los procesos de regeneración de las resinas existentes en DMAY-2 son menos eficientes que los procesos de regeneración de las resinas presentes en DMAY-3, primero porque se genera una mayor cantidad de efluentes (251 gpm en DMAY-2 versus 218 gpm en DMAY-3) y segundo porque se aprovecha una menor cantidad de agua destinada a los tanques de agua recuperada.

Actualmente, en el proceso de regeneración de ambas plantas, se tiene que el total de agua desechada a la bahía de Amuay es de 420 gpm, y el total de agua recuperada (destinada a las plantas de ablandamiento en caliente N° 2 y 3) es de 49 gpm.

## V.2. RECUPERACIÓN DE AGUA EVALUANDO EL PROCESO ACTUAL DE REGENERACIÓN

Los resultados que comprende la alternativa de recuperación de volúmenes de agua por medio de la evaluación del proceso actual de regeneración son descritos a continuación:

### V.2.1. Selección de los pasos a recuperar

Los valores de los análisis físico-químicos del agua cruda usados para la comparación del contenido iónico de cada uno de los pasos estudiados corresponden al promedio de los análisis de fecha 17/04/02 y 15/07/02, cuyas muestras fueron tomadas y analizadas por el Laboratorio de Servicios Ambientales C. A. (SERVIAMBCA). En las determinaciones de los valores promedios es importante resaltar que en el caso del parámetro pH el cálculo fue efectuado a partir de las concentraciones de iones hidrógeno.

A continuación se presenta el estudio de cada uno de los pasos señalados en la metodología que forman parte del proceso de regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras con el objetivo de seleccionar aquellos pasos que puedan ser recuperados, estos serán presentados de acuerdo a la regeneración de cada resina.

En el caso de la **regeneración de las resinas catiónicas de la planta desmineralizadora N° 2 (DMAY-2)** los resultados de los análisis físico-químicos de las muestras compuestas de los pasos seleccionados como recuperables y del agua cruda promedio (patrón de comparación) se presentan en la tabla 5.9.

**Tabla 5.9.** Análisis de los pasos recuperables de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-2.

ANÁLISIS	Caso base	Paso	
	Agua cruda	Servicio CAD - 1er contralavado CAF	Contralavado CAD - Disponible CAF
Calcio (mg/l)	50,1	64,1	33,5
Magnesio (mg/l)	6,8	16,8	12,1
Sodio (mg/l)	18,0	17,1	18,0
Cloruros (mg/l)	26,6	27,7	26,2
Sulfatos (mg/l)	48,4	200,0	212,0
Fosfatos (mg/l)	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	232,0	136,0
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.	N. D.
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	N. D.	N. D.
Hierro total (mg/l)	< 0,1	0,04	0,16
Potasio (mg/l)	2,56	1,45	1,40
Cobre (mg/l)	< 0,01	< 0,01	< 0,01
Acidez a pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	10,0	10,0
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	4,0	2,7
Turbidez (NTU)	1,0	1,6	1,5
pH	7,85	3,10	5,84
Conductividad (μmhos/cm)	376,0	660,0	1.170,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	< 1,0	7,0	28,0
Nitratos (mg/l)	0,06	0,20	0,14

Nota: N. D. = No Detectado.

Fuente: Laboratorio SERVIAMBCA.

- **Servicio CAD - 1er contralavado CAF:** la finalidad de este paso es descomprimir el lecho de resina del CAF, evitando las posibles canalizaciones que originan el poco contacto entre el agua y la resina. Adicionalmente se usa para remover las partículas suspendidas (impurezas del agua filtrada) y los finos (partículas de resina deteriorada) recogidos durante el ciclo de operación (LAGOVEN, 1993). Por lo antes descrito el efluente de este paso tendrá una mayor cantidad de sólidos suspendidos que los del agua cruda, tal como se muestra en la tabla 5.9.

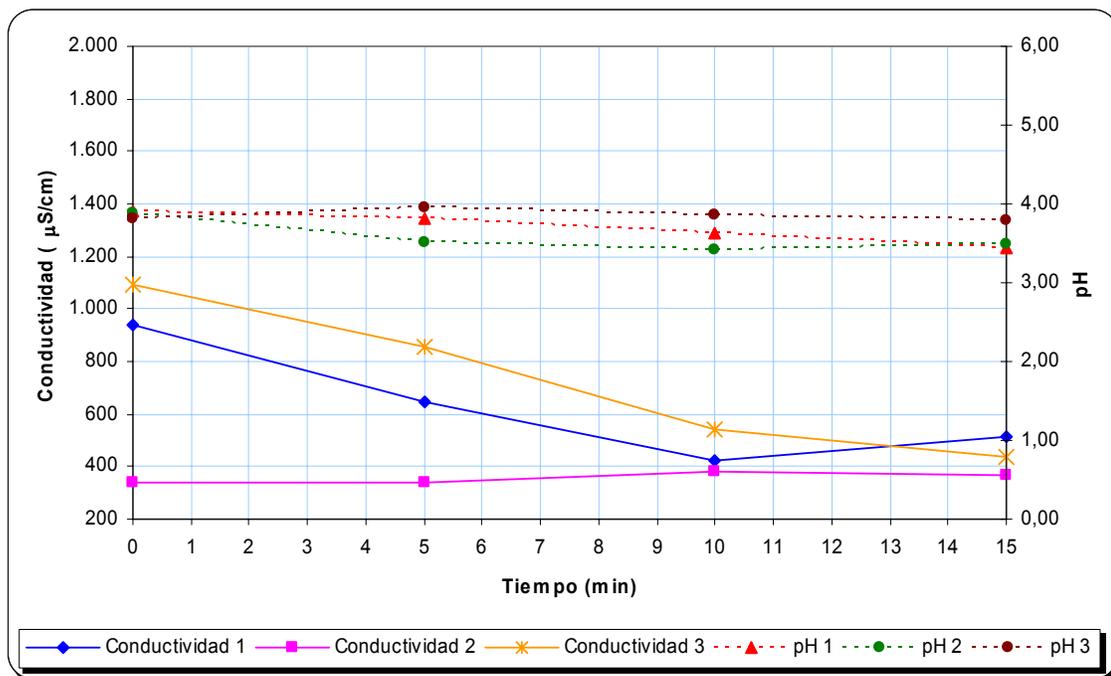
Lo esperado durante este paso en una primera opción, es que si las resinas catiónicas débiles en el CAD y las resinas catiónicas fuertes en el CAF estuviesen completamente agotadas, es decir, sin la capacidad de intercambiar iones, en el agua filtrada alimentada no se realizarían cambios en su carga iónica. Una segunda alternativa es que las resinas tanto del CAD y del CAF tuviesen capacidad de

intercambio, por tanto en el agua alimentada se disminuiría la cantidad de cationes que serían intercambiados por iones hidrógenos ( $H^+$ ).

Por los resultados obtenidos en los análisis físico-químicos de la muestra compuesta del agua que fluye por el CAD en sentido descendente y luego por el CAF en sentido ascendente, indican que las resinas no están completamente agotadas permitiendo un intercambio de iones  $Ca^{2+}$  y  $Mg^{2+}$  por iones  $H^+$ , lo que trae como consecuencia que el valor del pH disminuya, así como que la conductividad aumente, debido a la presencia de iones  $H^+$  que tienen la mayor conductancia iónica de los iones presentes.

En cuanto a los resultados de los análisis de conductividad y pH realizados a cada una de las muestras instantáneas que conforman la muestra compuesta presentados en la figura 5.1, se tiene que la tendencia de los valores de conductividad a través del tiempo es ir disminuyendo, indicando que la resina ha perdido su capacidad de intercambio y que el agua efluente presentará igual carga catiónica que el agua alimentada. Además, como los valores de pH en función del tiempo son mayores a 3,0 (valor límite de las condiciones normales de operación), esto confirma la información de que las resinas han perdido su poder de intercambio.

El hecho de que los muestreos N° 1 y 3 tengan valores de conductividad superiores al del agua cruda se adjudica a que las resinas en los primeros minutos del paso (0 a 10 minutos) tenían capacidad de intercambio, pero que luego en el resto de duración del paso su conductividad pasa a ser similar a la del agua cruda; sin embargo en el caso del muestreo N° 2 se tiene que los valores de conductividad son similares al agua cruda en todo el lapso de duración del paso, lo cual indica que las resinas no tenían capacidad de intercambio. En general por el conjunto de razones antes expuestas se decidió que este paso es recuperable en todo su tiempo de duración.



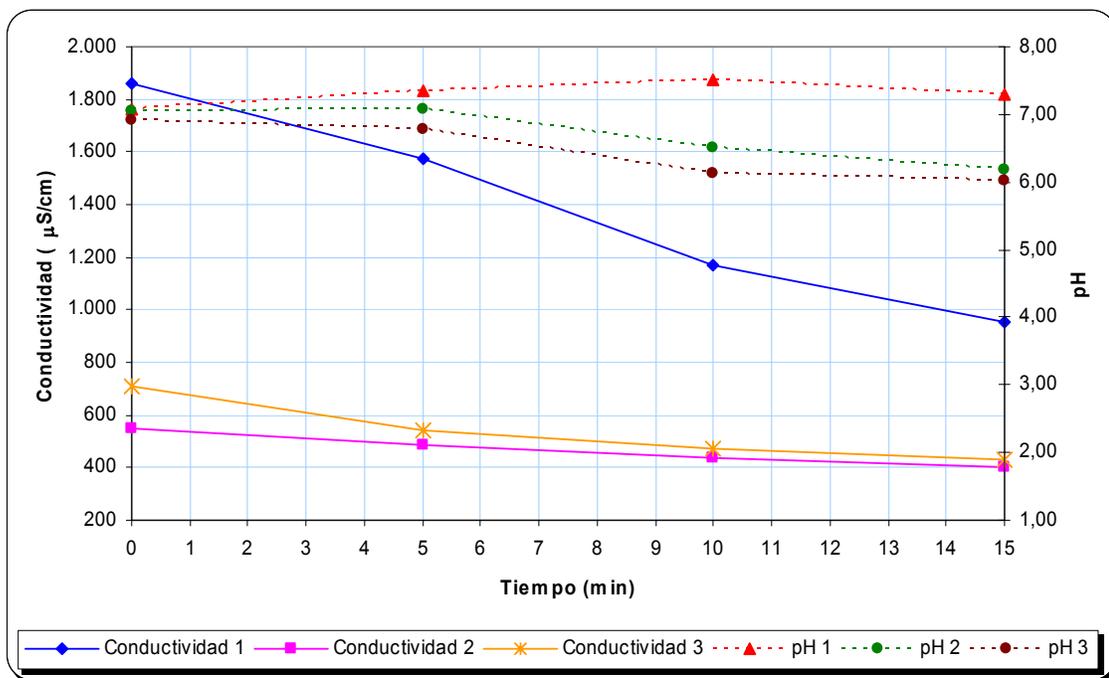
**Figura 5.1.** Comportamiento del efluente del paso: Servicio CAD - 1er contralavado CAF de DMAY-2.

- Contralavado CAD - Disponible CAF:** en este paso se logra disminuir la compactación del lecho de resina del CAD, además de remover las partículas suspendidas y los finos atrapados durante el período de operación, por lo tanto el efluente de este paso tendrá una mayor concentración de sólidos suspendidos que el agua cruda, como se señalan en la tabla 5.9.

En este paso se espera que la resina del CAD no tenga capacidad de intercambiar iones, por lo tanto el agua filtrada alimentada en este paso, no presentará variaciones en su contenido iónico. En dado caso que la resina del CAD no estuviese completamente agotada, entonces disminuirá la carga catiónica del agua alimentada.

Por los resultados obtenidos indicados en la tabla 5.9, se tiene que se ha realizado intercambio de iones  $\text{Ca}^{2+}$  y  $\text{Mg}^{2+}$  por iones  $\text{H}^+$ , en donde el valor de  $\text{Ca}^{2+}$  ha disminuido y el  $\text{Mg}^{2+}$  aumentado, estas variaciones se deben a que la resina en presencia de iones con igual valencia, tiene mayor selectividad por iones con mayor peso atómico (LAGOVEN, 1993). Este intercambio trae como consecuencia que el efluente del CAD presente una mayor conductividad por la presencia de iones  $\text{H}^+$  que

tienen la mayor conductancia iónica de los iones presentes. Sin embargo se puede señalar que la resina va perdiendo efectividad de intercambio con el transcurrir del tiempo, tal como lo indican los resultados de conductividad de las muestras instantáneas en la figura 5.2. Adicionalmente los valores de pH de todos los muestreos instantáneos son levemente inferiores a los del agua filtrada.



**Figura 5.2.** Comportamiento del efluente del paso: Contralavado CAD - Disponible CAF de DMAY-2.

Al comparar los valores de conductividad de los tres muestreos realizados se tiene que los que presentan los valores más bajos son los muestreos N° 2 y 3, indicando que la resina del CAD estaba completamente agotada, y por tanto el agua efluente del intercambiador tendrá la misma carga iónica del agua alimentada. Por el estudio ante expuesto se decidió que este paso es recuperable en todo su tiempo de duración.

Los resultados del resto de los pasos estudiados del proceso de regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-2 son mostrados en la tabla 9.1 en el apéndice A para las muestras compuestas, y en los gráficos 9.1 al 9.4 en el apéndice A para las muestras instantáneas. El conjunto de estos análisis para cada uno de los pasos permiten indicar

que los pasos no son recuperables, las razones para cada uno de éstos pasos se presentan a continuación:

- **Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF:** durante este paso el agua filtrada fluye por el CAF y luego por el CAD en sentido descendente, con la finalidad de proporcionar tiempo de contacto entre la resina y el regenerante presente en los intercambiadores iónicos, por tanto el efluente de este paso tiene altos valores de iones ( $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{H}^+$  y  $\text{SO}_4^{2-}$ ), sustentados por el análisis iónico de la muestra compuesta y los resultados de conductividad de las mediciones de las muestras instantáneas realizadas en planta, que a pesar que disminuyen con el tiempo no presentan valores con características recuperables.
- **Servicio CAD - 2do contralavado CAF:** el objetivo de este paso es continuar con el desplazamiento de los iones presentes en la resina, para ello el agua fluye en sentido descendente por el CAD y luego en sentido ascendente por el CAF, garantizando además disminuir la compactación del lecho de resina del intercambiador catiónico fuerte. En los resultados de la muestra compuesta y de las muestras instantáneas se tienen que los valores de conductividad son muy superiores al agua cruda, los cuales van disminuyendo con el tiempo, indicando que los iones están siendo removidos del sistema, razón por la cual no es posible aprovecharlo.
- **Enjuague CAD - Enjuague CAF:** este paso es una continuación de los pasos anteriores, en donde el agua filtrada pasa por el CAD y luego por el CAF, en ambos en sentido cocorriente. Este paso es realizado a un menor flujo y por un mayor tiempo, con la finalidad de remover todos los iones no deseables de la resina, y alcanzar las condiciones del proceso (acidez mineral libre) antes de ser colocado en servicio, por tales razones este paso aún presenta alto contenido iónico para poder ser recuperado sin tratamiento.
- **Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF:** la finalidad de este paso es llevar a los intercambiadores catiónicos a las condiciones de operación (acidez mineral libre), desplazando los residuos de los iones no deseables. El agua filtrada fluye en sentido cocorriente tanto por el CAD y luego por el CAF, debido a que las resinas están

regeneradas, se espera que durante este paso se desarrolle intercambio de iones  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$  y  $\text{K}^+$  del agua filtrada, por iones  $\text{H}^+$  proporcionados por la resina. Estos cambios traen como consecuencia que el efluente tenga una mayor conductividad y un menor pH que el afluente. Este paso es descartado por la presencia de un pH muy ácido.

En el caso de la **regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2** los resultados de los análisis físico-químicos de las muestras compuestas de los pasos seleccionados a recuperar se muestran en la tabla 5.10 a continuación se presenta la discusión de los mismos.

**Tabla 5.10.** Análisis de los pasos recuperables de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2.

ANÁLISIS	Caso base	Paso	
	Agua cruda	1er contralavado	Precalentamiento
Calcio (mg/l)	50,1	1,6	1,6
Magnesio (mg/l)	6,8	5,8	2,9
Sodio (mg/l)	18,0	17,2	11,2
Cloruros (mg/l)	26,6	137,5	46,8
Sulfatos (mg/l)	48,4	80,0	40,0
Fosfatos (mg/l)	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	28,0	16,0
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.	N. D.
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	N. D.	N. D.
Hierro total (mg/l)	< 0,1	2,60	1,00
Potasio (mg/l)	2,56	0,49	1,29
Cobre (mg/l)	< 0,01	0,14	0,04
Acidez a pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	90,0	70,0
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	7,7	13,5
Turbidez (NTU)	1,0	< 1,0	< 1,0
pH	7,85	2,73	2,65
Conductividad (μmhos/cm)	376,0	670,0	490,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	< 1,0	< 2,0	< 2,0
Nitratos (mg/l)	0,06	0,10	0,10

Nota: N. D. = No Detectado.

Fuente: Laboratorio SERVIAMBCA.

- **1er contralavado ALE:** el motivo de este paso es disminuir la cantidad de sólidos suspendidos provenientes del agua alimentada, y de fragmentos de resina

deteriorada. Adicionalmente se realiza la reducción de la compactación de la resina, evitando las posibles canalizaciones que afectan la eficiencia del lecho. En los resultados de los sólidos suspendidos mostrados en la tabla 5.10 se tiene que el valor es muy pequeño debido a que el agua que entra al intercambiador aniónico ha recorrido los lechos de un filtro, un intercambiador catiónico débil, un intercambiador catiónico fuerte y un descarbonador, por tanto es lógico que los sólidos suspendidos retenidos en el anión de lecho estratificado sean mínimos.

Lo esperado durante este paso es que si ambas resinas (aniónicas de base débil y aniónicas de base fuerte) se encuentran agotadas el agua descarbonada alimentada deberá presentar la misma cantidad de iones en el efluente, por lo tanto no debe haber cambios en los valores de conductividad y pH. Ahora, si las resinas tienen capacidad de intercambio, entonces el efluente tendrá menor cantidad de aniones  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{HCO}_3^-$  y  $\text{HSiO}_3^-$ , que serán intercambiados por iones  $\text{OH}^-$ , que luego en presencia de los iones  $\text{H}^+$ , pasan a formar moléculas de agua, por lo que la conductividad del fluido disminuye y el pH aumenta.

Durante este paso el agua entra por la parte inferior del lecho de manera ascendente, topándose primero con una zona del lecho con cierta capacidad de intercambio, permitiendo la transferencia de aniones  $\text{SO}_4^{2-}$  y  $\text{Cl}^-$  por iones  $\text{OH}^-$ , que hacen que se realice una auto-regeneración de la zona más alta del lecho (resina aniónica de base débil). Este intercambio trae como consecuencia que se tenga en el efluente una disminución en el valor de la conductividad, por tenerse menor cantidad de iones  $\text{OH}^-$  (que poseen la mayor conductancia iónica de los aniones presentes) y mayor cantidad de  $\text{SO}_4^{2-}$  y  $\text{Cl}^-$ , tal como se muestra en la tabla 5.10.

En los resultados de las muestras instantáneas mostrados en la figura 5.3 se tiene que los valores de conductividad son muy superiores a los de operación normal de los intercambiadores aniónicos (y por lo tanto de la planta), lo cual señala que las resinas aniónicas (débiles y fuertes) están completamente agotadas. Además el valor de pH aumenta muy ligeramente con respecto al de las condiciones normales de operación (3). El hecho de que la conductividad y el pH se mantengan constante en el tiempo para los tres muestreos, permite confirmar que las resinas aniónicas son

sacadas de operación en un tiempo posterior al que se agotan. Por lo discutido anteriormente se tiene que este paso se puede recuperar en todo su tiempo de duración.

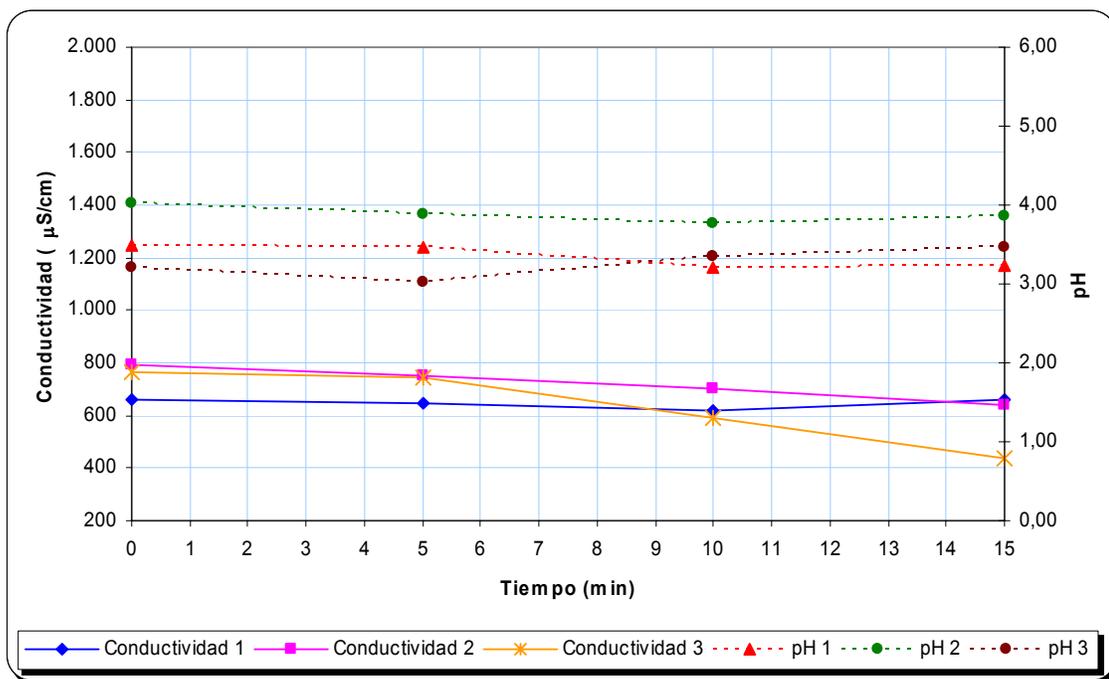
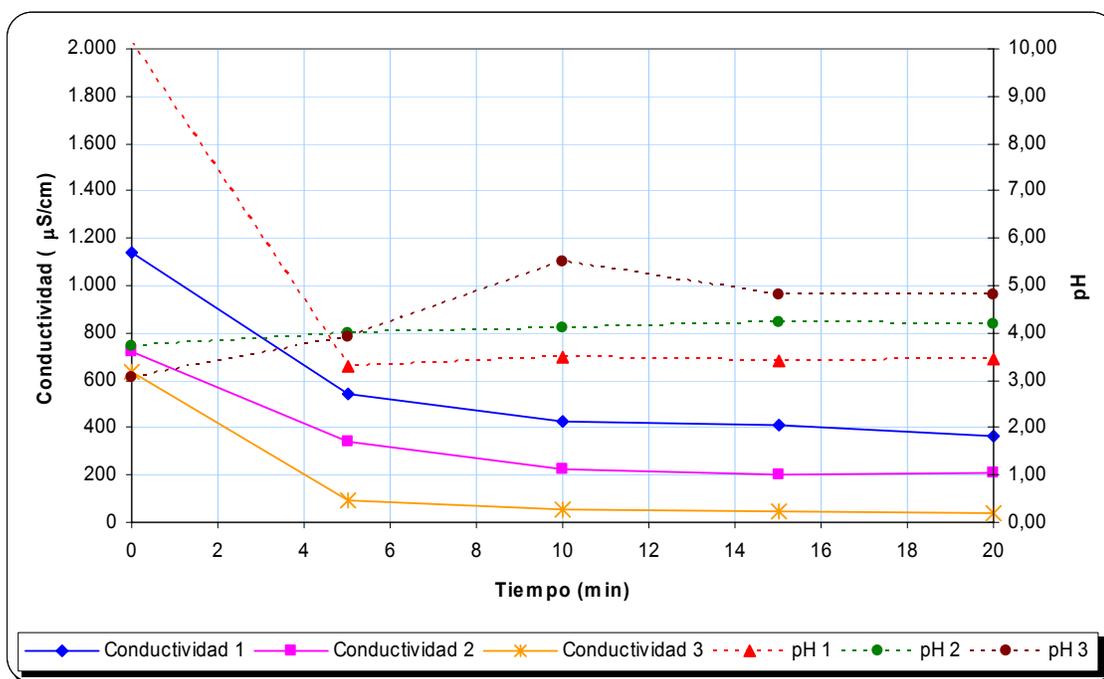


Figura 5.3. Comportamiento del efluente del paso: 1er contralavado ALE de DMAY-2.

- **Pre calentamiento ALE:** el objetivo de este paso es precalentar la resina para aumentar la remoción de la sílica coloidal retenida durante la operación del equipo, además de evitar el choque térmico entre la resina y la inyección del cáustico. En este paso el agua descarbonada fluye en sentido cocorriente a través del anión de lecho estratificado.

Durante la operación de este paso si las resinas están sin capacidad de intercambio se espera que se mantenga la composición físico-química del agua alimentada al equipo, mientras que si las resinas tienen capacidad de intercambiar iones entonces el efluente presentará variaciones, tales como la disminución de la carga aniónica del agua alimentada y el aumento del valor del pH.

En los resultados obtenidos de la muestra compuesta mostrados en la tabla 5.10 se tiene que se realizó un intercambio de iones  $\text{SO}_4^{2-}$  y  $\text{Cl}^-$  por iones  $\text{OH}^-$ , de acuerdo a la afinidad de las resinas la cual es mayor por los aniones bivalentes y luego para los monovalentes (MONGES, 2002), lo que trae como consecuencia que en el efluente disminuyan los iones  $\text{SO}_4^{2-}$  y aumenten los iones  $\text{Cl}^-$ . Estas variaciones en la carga iónica del agua alimentada permiten que la conductividad disminuya, y el valor del pH aumente por la disminución de los iones  $\text{H}^+$  al unirse a los iones  $\text{OH}^-$  y formar moléculas de agua, tal como se muestra en la figura 5.4. Para ser consecuente con lo explicado en el paso previo, al señalar que la resina estaba completamente agotada y ahora se presenta intercambio de iones se debe a la diferencia de temperatura proporcionada en este paso.



**Figura 5.4.** Comportamiento del efluente del paso: Pre calentamiento ALE de DMAY-2.

Por los resultados de las muestras instantáneas indicados en la figura anterior se tiene que durante todo el período del paso la conductividad disminuye y el pH se mantiene más o menos constante. Como hecho resaltante de los resultados obtenidos, se tiene que en el muestreo N° 3 los valores de conductividad están muy por debajo de lo esperado y el pH es mayor, al ser comparados con los otros

muestreos, esto es consecuencia de que la resina aún no estaba completamente agotada. Por lo antes discutido se tiene que este paso puede ser completamente recuperado.

Los resultados de los demás pasos estudiados de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2 se muestran en la tabla 9.2 en el apéndice A para las muestras compuestas y en los gráficos 9.5 al 9.7 en el apéndice A para las muestras instantáneas, al analizar los resultados de estos pasos se tiene que ninguno es recuperable sin requerir de tratamiento, las razones para cada paso se presentan a continuación:

- **Desplazamiento ALE:** este paso es realizado para darle mayor tiempo de interacción entre la resina y el hidróxido de sodio presente en el intercambiador aniónico. El agua alimentada es agua descarbonada que fluye en sentido descendente a través del equipo. Durante este paso son desplazados los aniones presentes en las resinas, además del cáustico inyectado en el paso previo, razón por la cual a la salida del equipo se tiene un aumento de iones  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{HSiO}_3^-$ ,  $\text{OH}^-$  y  $\text{Na}^+$ , indicados por los altos valores tanto de conductividad y pH a lo largo del tiempo de duración del paso.
- **2do contralavado ALE:** en este paso se logra la restauración del lecho estratificado, hecho que es posible, debido a que la resina aniónica de base débil se expande considerablemente durante la regeneración, disminuyendo su peso específico, por lo que siendo la resina básica débil más liviana que la fuerte se colocará en el tope del lecho. Por los resultados obtenidos de la muestra compuesta y las muestras instantáneas se tiene que aún se continúa desplazando los iones presentes en el intercambiador aniónico, los cuales van disminuyendo la carga iónica a través del tiempo, pero no se presentan valores de conductividad y pH recuperables.
- **Enjuague a neutralización ALE:** este paso es realizado con el objetivo de remover todos los iones no deseables de la resina. Por lo tanto, el efluente presenta al comienzo del paso un alto valor tanto de conductividad y pH, los cuales van disminuyendo a través del tiempo. A partir de valores de conductividad igual o menor al agua cruda este paso se comienza a desviar al tanque de agua recuperada antes no debido a que aún presenta un alto contenido de iones  $\text{Na}^+$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$  y  $\text{HCO}_3^-$ .

En el caso de la **regeneración de las resinas catiónicas de la planta desmineralizadora N° 3 (DMAY-3)** los resultados de los análisis físico-químicos de las muestras compuestas de los pasos seleccionados como recuperables se indican en la tabla 5.11, el por qué fueron seleccionados estos pasos se presenta a continuación.

**Tabla 5.11.** Análisis de los pasos recuperables de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3.

ANÁLISIS	Caso base	Paso	
	Agua cruda	Servicio CAD - Lavado superficial CAF	Contralavado CAD
Calcio (mg/l)	50,1	3,2	41,7
Magnesio (mg/l)	6,8	10,7	13,6
Sodio (mg/l)	18,0	36,5	17,9
Cloruros (mg/l)	26,6	63,8	29,8
Sulfatos (mg/l)	48,4	21,2	21,2
Fosfatos (mg/l)	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	52,0	160,0
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.	N. D.
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	N. D.	124,0
Hierro total (mg/l)	< 0,1	< 0,03	0,30
Potasio (mg/l)	2,56	4,02	2,22
Cobre (mg/l)	< 0,01	< 0,01	< 0,01
Acidez a pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	20,0	10,0
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	3,0	3,0
Turbidez (NTU)	1,0	2,3	< 1,0
pH	7,85	4,26	7,53
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	360,0	410,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	< 1,0	< 2,0	< 2,0
Nitratos (mg/l)	0,06	0,10	0,10

**Nota:** N. D. = No Detectado.

**Fuente:** Laboratorio SERVIAMBCA.

- **Servicio CAD - Lavado superficial CAF:** este paso se realiza para levantar y expandir el lecho del CAF, forzando a que las partículas suspendidas (impurezas recogidas del agua filtrada durante el período en operación) y los finos (partículas de resinas deterioradas) salgan del equipo. Adicionalmente, se reduce la compactación del lecho y las posibilidades de canalización del mismo, lo cual causa que el agua no esté en contacto con la resina y se pierda efectividad (LAGOVEN, 1993).

Teóricamente si las resinas del CAD y el CAF se encuentran totalmente agotadas, es decir, sin capacidad de intercambio iónico, se espera que el efluente de este paso tenga la misma carga iónica del agua alimentada (agua cruda filtrada). Ahora si las resinas de los intercambiadores tienen capacidad de intercambio, el efluente presentará menor cantidad de iones.

Sin embargo por los resultados de la muestra compuesta indicados en la tabla 5.11 se tiene que durante este paso la resina catiónica débil aún no se encuentra completamente agotada, permitiendo el intercambio de cationes ( $\text{Ca}^{2+}$  y  $\text{Mg}^{2+}$ ) por iones  $\text{H}^+$ . De acuerdo a la selectividad de la resina en iones con un mismo grupo de valencia (divalentes), la cual aumenta en los cationes con mayor peso atómico, se retienen más los iones  $\text{Ca}^{2+}$  que los iones  $\text{Mg}^{2+}$ , es decir, disminuye la cantidad de iones  $\text{Ca}^{2+}$  en mayor proporción que los iones  $\text{Mg}^{2+}$ . Entonces, en el efluente del CAD se tiene una mayor conductividad que la del agua filtrada, debido a que la conductancia específica de los iones  $\text{H}^+$  es mayor que el resto de los iones presentes, y además se tiene una disminución del valor del pH alrededor de 4.

Este efluente es alimentado por la parte inferior del CAF, el cual se encuentra completamente agotado. Los  $\text{H}^+$  provenientes del CAD son intercambiados de nuevo por los iones  $\text{K}^+$ ,  $\text{Na}^+$  y  $\text{Mg}^{2+}$ , no se intercambian por el  $\text{Ca}^{2+}$ , debido a que no hay suficientes  $\text{H}^+$  presentes en el fluido. Esto permite que el efluente del CAF presente un ligero aumento en iones  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$  y  $\text{K}^+$ ; y menor cantidad de iones  $\text{Ca}^{2+}$ . Este intercambio, hace que la conductividad del fluido disminuya por la poca presencia de los iones  $\text{H}^+$  y  $\text{Ca}^{2+}$ , que tienen los valores más altos de conductancia iónica.

Al estudiar el comportamiento en el tiempo del pH y la conductividad mostrados en la figura 5.5 se tiene que los valores de conductividad son constantes para los tres muestreos realizados confirmando lo explicado anteriormente. Por otra parte los valores de pH en el efluente oscilan entre 4 y 6 siendo superiores a las condiciones normales de operación (3) lo cual señala que las resinas han perdido su capacidad de intercambio permitiendo que el efluente presente valores de pH más próximos al agua alimentada (agua filtrada). Por las razones antes expuestas se determina que es posible recuperar completamente este paso.

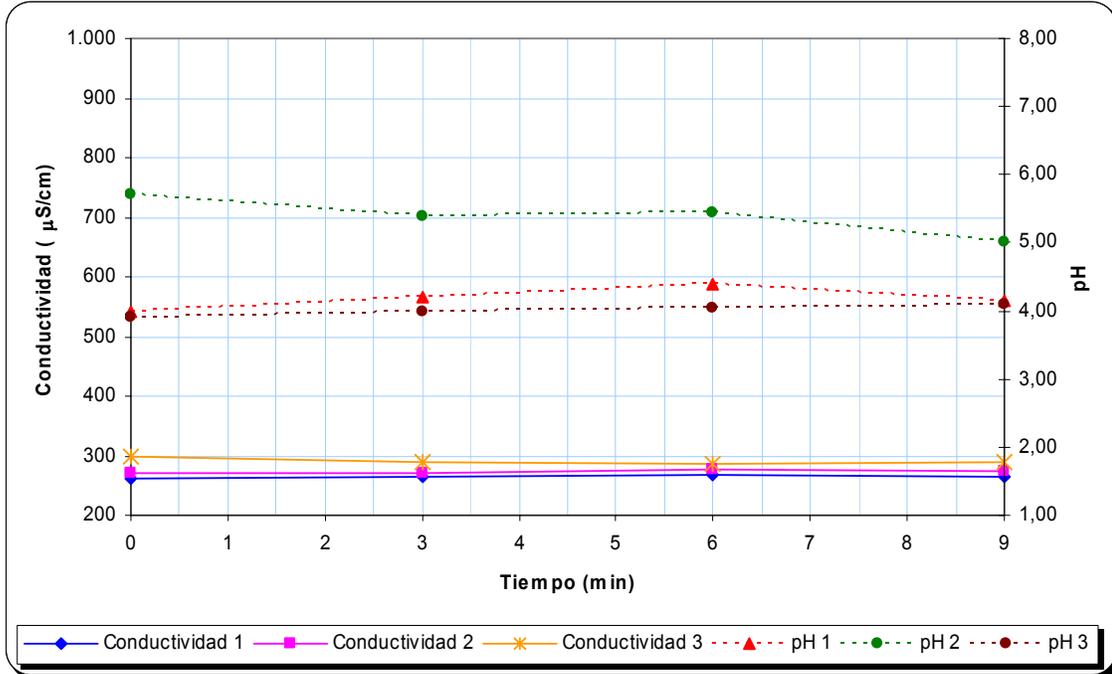


Figura 5.5. Comportamiento del efluente del paso: Servicio CAD - Lavado superficial CAF de DMAY-3.

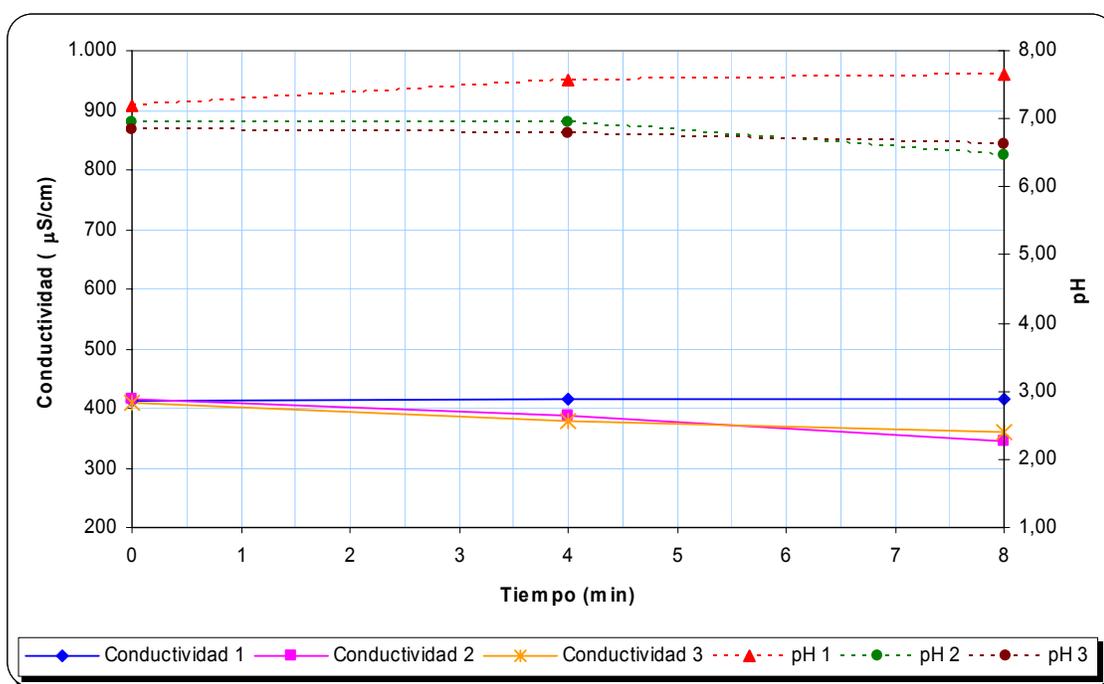
- **Contralavado CAD:** este paso se realiza en el intercambiador iónico con resina catiónica débil para disminuir la compactación del lecho y las posibles canalizaciones, que disminuyen el contacto entre el agua y la resina, traducido en baja efectividad, además de remover las partículas suspendidas y finos atrapados en la resina.

Si la resina contenida en el CAD no tiene capacidad de intercambiar iones, se espera que el efluente presente la misma cantidad iónica del agua filtrada alimentada. En caso contrario, si la resina catiónica débil no está agotada, entonces se disminuirán los cationes presentes en el afluente.

Sin embargo, por los resultados obtenidos y mostrados en la tabla 5.11 se tiene que la resina del CAD no está completamente agotada, entonces al entrar el agua por la parte inferior del equipo en dirección ascendente, se desarrolla un intercambio de cationes  $\text{Ca}^{2+}$  por iones  $\text{H}^+$ , que posteriormente la resina en presencia de los iones  $\text{H}^+$  los intercambia por iones  $\text{Mg}^{2+}$ . Por lo tanto, en el efluente del CAD se tiene una disminución de los iones  $\text{Ca}^{2+}$  y un ligero aumento de los iones  $\text{Mg}^{2+}$ , además de presentar iones  $\text{H}^+$ , generando una ligera disminución del pH y un

aumento de la conductividad (porque el  $H^+$  tiene una conductancia iónica superior a cualquiera de los cationes presentes) al ser comparados con el agua cruda.

En los resultados de las muestras instantáneas mostrados en la figura 5.6 se tiene que en el comportamiento de la conductividad y el pH se reflejan valores constantes y muy parecidos a los del agua cruda durante todo el tiempo de duración del paso. Por el conjunto de razones antes expresadas permiten inferir que este paso es completamente recuperable.



**Figura 5.6.** Comportamiento del efluente del paso: Contralavado CAD de DMAY-3.

Los análisis del resto de los pasos de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3 que se estudiaron se presentan en la tabla 9.3 en el apéndice A para las muestras compuestas y en las figuras 9.8 a la 9.11 en el apéndice A para las muestras instantáneas, las cuales fueron descartadas de ser recuperados sin la aplicación de un tratamiento, por las siguientes razones:

- **Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF:** el objetivo de este paso es proporcionar el tiempo de contacto adicional entre la resina y el ácido sulfúrico

presente en los intercambiadores catiónicos. Se inyecta agua en el mismo sentido de la inyección de químico, es decir, en el CAF a flujo dividido, y este efluente se alimenta en sentido cocorriente en el CAD. En este paso se desplazan los cationes presentes en las resinas, así como el ácido sulfúrico de la inyección, razones por las cuales el efluente tiene un notable aumento de iones  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{H}^+$  y  $\text{SO}_4^{2-}$ , señalado por un aumento de la conductividad y una disminución del pH.

- **Enjuague CAD - Disponible CAF:** este paso es una continuación del paso anterior pero sólo para el CAD, se realiza a un mayor flujo y tiempo, con el objetivo de remover todos los iones no deseables de la resina. Por tanto, el efluente presenta al comienzo del paso un valor alto de conductividad y un valor bajo de pH, los cuales van disminuyendo y aumentando respectivamente a través del tiempo, pero a pesar de ello no se presentan valores con características recuperables.
- **Servicio CAD - Enjuague CAF:** este paso es una continuación de los pasos anteriores, con la variante de que el agua filtrada pasa por el CAD y luego por el CAF, en ambos en sentido de operación (cocorriente). Este paso es realizado a un mayor flujo y por un tiempo prolongado, con el objetivo de remover todos los iones no deseables de la resina, y alcanzar las condiciones del proceso (acidez mineral libre) antes de ser colocado en servicio. Durante este paso se tiene que la conductividad va disminuyendo con el tiempo y el pH va aumentando (lo cual señala que los iones se han removido del sistema), pero no se presentan valores similares al agua cruda que puedan ser considerados como recuperables.
- **Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF:** este paso se realiza antes de colocar en servicio el intercambiador catiónico, con el fin de completar el desplazamiento de los iones del lecho y alcanzar la acidez mineral libre (FMA) del proceso. El agua filtrada fluye en sentido cocorriente por el CAD y luego por el CAF, como la resina ha sido recientemente regenerada permite que durante este paso se lleve a cabo el intercambio de iones, lo que indica que el efluente va a presentar menor cantidad de los cationes  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$  y  $\text{K}^+$ , los cuales son cambiados por iones  $\text{H}^+$ , trayendo como consecuencia que en el agua alimentada aumente el valor de la conductividad y disminuya el pH, razón por la cual se decidió descartar la posibilidad de recuperar este paso.

En el caso de la **regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3** el resultado del análisis físico-químico de la muestra compuesta del único paso que puede ser recuperado en una fracción de tiempo se indica en la tabla 5.12 y a continuación su discusión.

**Tabla 5.12.** Análisis de los pasos recuperables de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3.

ANÁLISIS	Caso base	Paso
	Agua cruda	Contralavado
Calcio (mg/l)	50,1	< 1,6
Magnesio (mg/l)	6,8	< 1,0
Sodio (mg/l)	18,0	190,0
Cloruros (mg/l)	26,6	31,2
Sulfatos (mg/l)	48,4	40,0
Fosfatos (mg/l)	< 0,1	< 0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	12,0
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	300,0
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	600,0
Hierro total (mg/l)	< 0,1	< 0,03
Potasio (mg/l)	2,56	0,30
Cobre (mg/l)	< 0,01	< 0,01
Acidez a pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	5,4
Turbidez (NTU)	1,0	1,0
pH	7,85	11,80
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	1.310,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	< 1,0	< 0,2
Nitratos (mg/l)	0,06	< 0,1

Nota: N. D. = No Detectado.

Fuente: Laboratorio SERVIAMBCA.

- **Contralavado ALE:** en este paso se alimenta agua en modo ascendente para estratificar el lecho de las resinas aniónicas débiles y fuertes, característica realizada debido a que la resina aniónica de base débil se expande en presencia del hidróxido de sodio (proporcionado en un paso previo) disminuyendo su peso específico, por lo que al ser más liviana se coloca encima de la resina aniónica de base fuerte.

Al observar los resultados de las concentraciones de los aniones de la muestra compuesta, indicados en la tabla 5.12, se tiene que se realizó un intercambio de iones SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> y Cl<sup>-</sup> por iones OH<sup>-</sup>, la cual se llevó a cabo de acuerdo a la afinidad de las resinas

siendo mayor por los iones bivalentes y luego por los monovalentes (MONGES, 2002), lo que trae como consecuencia que los iones  $\text{SO}_4^{2-}$  disminuyan y aumenten los iones  $\text{Cl}^-$ . Luego los iones  $\text{OH}^-$  en presencia de los iones  $\text{H}^+$  pasan a formar moléculas de agua, por lo tanto la conductividad del fluido disminuye y el pH aumenta. Por otra parte se tiene que los valores de  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$  y  $\text{OH}^-$  (representados por los valores de alcalinidades y el pH) y  $\text{HSiO}_3^-$  (representado por la concentración de  $\text{SiO}_2$ ) son muy altos al compararse con el agua cruda lo que señala que el desplazamiento de los iones retenidos en la resina aniónica fuerte durante su período normal de operación no se ha llevado a cabo completamente y por ello son desplazados durante este paso.

En general, los resultados de la muestra compuesta (representativa del volumen completo desechado durante el paso) indican que no es recomendable recuperar de forma completa el paso. Sin embargo por los resultados de las muestras instantáneas realizadas a distintas fracciones de tiempo del paso, mostrados en la figura 5.7, se tiene que en el primer cuarto de duración del paso en ambos muestreos realizados los valores de conductividad son similares al agua cruda, y el valor del pH durante ese intervalo es bajo. Por lo antes mencionado se puede considerar recuperable el primer cuarto de duración del paso.

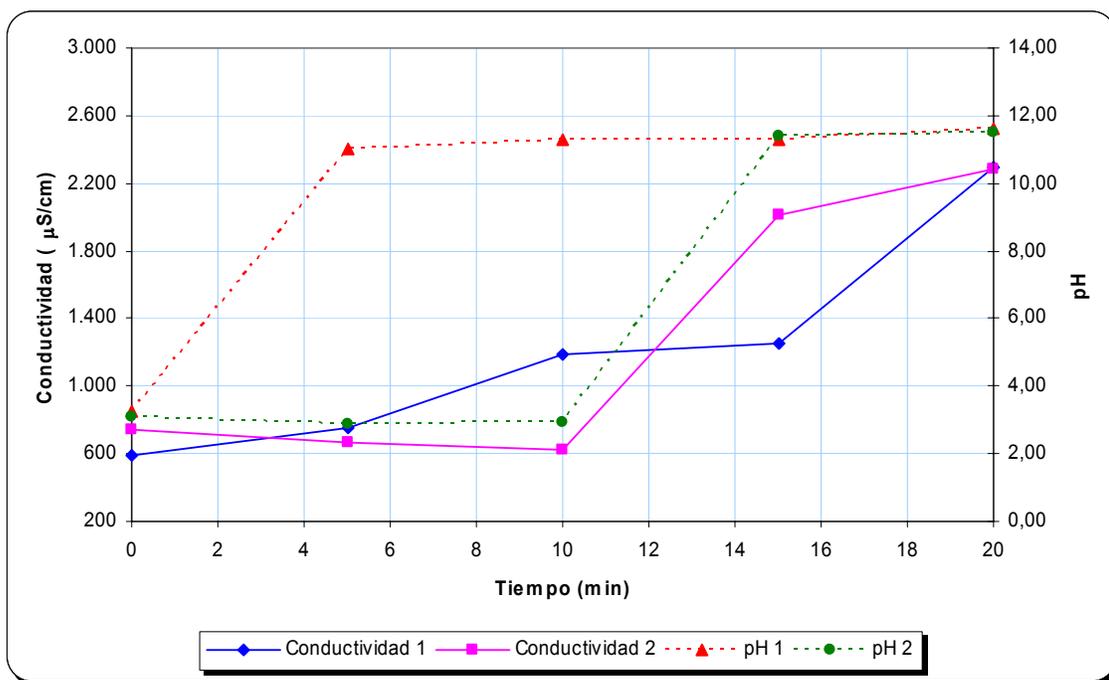


Figura 5.7. Comportamiento del efluente del paso: Contralavado ALE de DMAY-3.

Los resultados del resto de los pasos estudiados del proceso de regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3 se muestran en la tabla 9.4 en el apéndice A para la muestra compuesta, y en las figuras 9.12 y 9.13 en el apéndice A para las muestras instantáneas. Al analizar y estudiar el conjunto de éstos análisis para cada uno de los pasos se puede señalar que no son recuperables, y la discusión de los mismos se presentan a continuación:

- **Desplazamiento ALE:** durante este paso se proporciona un mayor tiempo de interacción entre las resinas aniónicas y el regenerante (hidróxido de sodio) presente en el intercambiador aniónico. En los resultados obtenidos se tiene que los valores de conductividad son muy grandes comparados con el agua cruda, y a pesar de que disminuyen con el tiempo no se obtienen valores que se pueden considerar como recuperables. Además el valor del pH es alto y permanece constante durante todo el tiempo de duración. En este paso, por las razones antes expuestas, no existe ninguna posibilidad de recuperación de volúmenes de agua.

En la caracterización del efluente se presentan altos sólidos suspendidos como consecuencia de que no se tiene en la secuencia de regeneración un contralavado previo a este paso.

- **Enjuague a neutralización ALE:** el objetivo de este paso es continuar con el desplazamiento de los iones no deseables de la resina, por tal motivo se hace pasar agua descarbonada en sentido cocorriente a través del lecho. En los resultados de la caracterización se tiene que al comienzo del paso se presenta una alta conductividad que va disminuyendo en el tiempo, mientras que los valores de pH permanecen constantes. Luego de que el efluente del equipo obtiene conductividad similar al agua cruda, éste es desviado al tanque de agua recuperada, antes no puesto que se tienen valores altos de hidróxido de sodio, cloruros y bicarbonatos.

A continuación a partir del estudio antes descrito se presenta un resumen de los pasos que pueden ser recuperados de forma completa:

**Tabla 5.13.** Pasos de las regeneraciones que pueden ser recuperados sin tratamiento.

<b>Planta desmineralizadora</b>	<b>Intercambiadores catiónicos (CAD-CAF)</b>	<b>Intercambiador aniónico (ALE)</b>
<b>DMAY-2</b>	Servicio CAD - 1er contralavado CAF	1er contralavado
	Contralavado CAD - Disponible CAF	Pre calentamiento
<b>DMAY-3</b>	Servicio CAD - Lavado superficial CAF	-
	Contralavado CAD	

Al comparar los análisis realizados a los pasos a recuperar en los intercambiadores catiónicos de ambas plantas desmineralizadoras, se tiene que las calidades que presenta el agua de los pasos de la planta DMAY-3 son mejores que los de DMAY-2, adjudicando la diferencia al modo de inyección de químico que se tiene en los intercambiadores iónicos con resina catiónica fuerte.

Es importante indicar que los nuevos pasos a recuperar presentan valores de conductividad levemente superiores al agua cruda, como consecuencia de una mayor concentración de iones (cationes y aniones). También estos pasos a recuperar presentan concentraciones de sólidos suspendidos más altos que los del agua cruda. Adicionalmente los pasos de los intercambiadores catiónicos tienen un valor de pH levemente ácido que puede afectar su posible recuperación. Por tanto, todos los parámetros antes mencionados deben ser considerados en las posibles fuentes de alimentación de estos nuevos pasos a recuperar.

La cantidad de agua que representan estos pasos a recuperar son 29 gpm en DMAY-2 y 12 gpm en DMAY-3, lo cual hace un total de 41 gpm para ambas plantas desmineralizadoras. Estos cálculos fueron realizados a partir de la sumatoria de los caudales continuos estimados en el punto V.1.

Por otra parte, en el estudio del comportamiento de los parámetros de conductividad y pH versus el tiempo de cada paso, se obtuvo como resultado que el único paso que se puede recuperar en una fracción de tiempo es el contralavado de los intercambiadores aniónicos de DMAY-3, en el lapso de tiempo comprendido entre 0 a 5

minutos de los 20 minutos de duración del paso. Esta fracción de tiempo representa un volumen de agua muy pequeño (1,1 gpm), lo cual no justifica su recuperación.

### **V.2.2. Presentación de alternativas para destinar los pasos a recuperar y evaluación del impacto en los procesos aguas abajo**

A continuación se presentan y discuten cada una de las alternativas estudiadas como posibles fuentes para enviar los pasos seleccionados en la etapa anterior.

#### **V.2.2.1. Tanques de agua cruda**

Para el estudio de esta alternativa se recopiló información sobre el flujo de agua cruda recibida por Hidrofalcón, el cual es de aproximadamente 6.500 gpm. Generalmente este flujo de agua es distribuido en el llenado de dos tanques al mismo tiempo, es decir, que cada tanque de agua cruda recibe aproximadamente 3.250 gpm, dato utilizado para realizar el balance de masa de las nuevas alimentaciones a los tanques de agua cruda.

En los diversos escenarios planteados, se tienen que al comparar los valores de la carga iónica de la actual entrada (agua cruda) y las nuevas alimentaciones (agua cruda más los nuevos pasos a recuperar de DMAY-2, agua cruda más los nuevos pasos a recuperar de DMAY-3 ó agua cruda más los nuevos pasos a recuperar de DMAY-2 y DMAY-3) obtenidas en los balances de masa, presentados en la tabla 5.14, estos son casi invariables y en ciertos casos hasta iguales. Esto se debe a las siguientes consideraciones:

- 1) Los flujos volumétricos enviado de DMAY-2 (29 gpm) y DMAY-3 (12 gpm) son prácticamente despreciables frente al volumen de agua cruda recibida de Hidrofalcón.
- 2) Las cargas iónicas de los nuevos pasos a recuperar no difieren en gran magnitud a los del agua cruda.

**Tabla 5.14.** Caracterización de las alimentaciones al tanque de agua cruda.

ANÁLISIS	Entrada actual	Nuevas entradas		
	Agua cruda	Agua cruda + DMAY-2	Agua cruda + DMAY-3	Agua cruda + DMAY-2 y 3
Calcio (mg/l)	50,1	50,0	50,0	49,9
Magnesio (mg/l)	6,8	6,8	6,8	6,9
Sodio (mg/l)	18,0	17,9	18,0	18,0
Cloruros (mg/l)	26,6	26,8	26,7	26,9
Sulfatos (mg/l)	48,4	49,5	48,3	49,4
Fosfatos (mg/l)	0,10	0,10	0,10	0,10
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	169,8	169,8	169,5
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	0	0	0
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	116,9	117,8	116,7
Hierro total (mg/l)	0,10	0,10	0,10	0,11
Potasio (mg/l)	2,56	2,55	2,56	2,55
Cobre (mg/l)	0,01	0,01	0,01	0,01
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	3,0	3,0	3,0
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	379,8	376,0	379,8
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	1,0	1,1	1,0	1,1
Nitratos (mg/l)	0,06	0,06	0,06	0,06

Para enviar los pasos desde DMAY-2 a cualquiera de los siguientes tanques de agua cruda: TK-89, 94, 95 y 96, se necesita de un sistema de bombeo para vencer el cabezal de energía requerido (por la diferencia de cota entre el Bloque-11 y el Bloque-6, así como la altura de los tanques), y de una cantidad aproximada de 3.000 pies de tubería de acero al carbono (con recubrimiento interno de polipropileno) incluyendo tramos de tuberías subterráneas. Por otra parte, para destinar los pasos a recuperar de DMAY-3 a los tanques de agua cruda antes mencionado se requerirá de un sistema de tubería de acero al carbono (con recubrimiento interno de polipropileno) con aproximadamente 1.500 pies de longitud con ciertos tramos de tuberías subterráneas. Adicionalmente no se requerirá de un sistema de bombeo por ser suficiente la presión de descarga que viene de la salida de los intercambiadores catiónicos.

Aunque la opción de almacenar estos nuevos pasos en los tanques de agua cruda es viable por tener carga iónica similares, es importante indicar que los resultados de los valores calculados de pH no se incluyeron en los balances de masa por no ser representativos, sin embargo se puede realizar el impacto de este parámetro de acuerdo

a que los nuevos pasos a recuperar tienen valores que reflejan una ligera acidez, lo cual por precaución imposibilita esta opción, ya que el agua almacenada en estos tanques no sólo tiene como destino el uso industrial para la generación de vapor, sino que además es usada para el consumo humano de las comunidades de la refinería y Judibana. Existe un factor adicional, y es que ninguno de estos tanques presenta revestimiento para contrarrestar los efectos proporcionados por esta acidez.

Por los motivos antes expuestos se decidió descartar esta opción como posible fuente para reutilizar los pasos a recuperar del proceso de regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras.

#### **V.2.2.2. Torres de enfriamiento**

Las actuales torres de enfriamiento del Centro Refinador Paraguaná-Amuay son alimentadas con agua de la laguna artificial, que presenta calidades de agua de la bahía de Amuay; las características físico-químicas de esta agua se presentan en la tabla 5.15. Los valores presentados en la tabla corresponde al mínimo, máximo y promedio de cada uno de los análisis físico-químicos realizados a 12 muestras tomadas en distintas zonas de la bahía de Amuay (LAGOVEN, 1988). Comparando las características de esta agua con los nuevos pasos a recuperar, se tiene que el agua de la bahía de Amuay tiene mucha mayor carga iónica para cada uno de los iones, lo que permite inferir que si es posible destinar estos nuevos pasos a recuperar de las plantas desmineralizadoras para alimentar a las torres de enfriamiento. Por otra parte la cantidad de sólidos suspendidos contenida en el agua de los pasos a recuperar es inferior a la del agua de la bahía.

Para la ejecución de esta opción se requiere de aproximadamente 6.000 pies de tuberías de acero al carbono (con revestimiento interno de polipropileno) para conectar los intercambiadores catiónicos y aniónicos de las plantas desmineralizadoras con las torres de enfriamiento ubicadas en el Bloque-22. También es requerido de un sistema de bombeo para trasladar estos efluentes.

**Tabla 5.15.** Análisis físico-químicos del agua de la bahía de Amuay.

ANÁLISIS	Mínimo	Máximo	Promedio
Calcio (ppm)	453	553	488
Magnesio (ppm)	1.010	1.290	1.154
Sodio (ppm)	15.694	25.126	18.298
Cloruros (ppm)	20.206	21.270	20.590
Sulfatos (ppm)	2.600	3.250	2.871
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0,0	0,0	0,0
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	117,5	152,5	124,0
Hierro (ppm)	0,01	2,74	0,71
Sílice (ppm)	1,5	6,0	4,0
Aluminio (ppm)	0,05	1,00	0,41
Manganeso (ppm)	0,03	0,06	0,04
Sólidos disueltos totales, TDS (ppm)	40.316	50.664	43.554
Sólidos suspendidos (ppm)	10,0	112,0	33,6
pH	7,90	7,96	7,93
Temperatura (°C)	25	27	26
Hidrocarburos (ppm)	0,0	1,0	0,5
Sulfuros (ppm)	5,2	11,6	9,5
Fenoles (ppm)	1,0	9,0	2,1
Nitrógeno amoniacal (ppm)	2,88	4,68	3,51
DBO <sub>5</sub> (ppm)	0,0	1,3	0,4

Fuente: LAGOVEN, 1988.

El sistema actual de las torres de enfriamiento emplean un caudal de aproximadamente 2.4 MMgpm, al compararse con el caudal de los nuevos pasos a recuperar (41 gpm), se tiene que la cantidad a ser aportada es insignificante. La comparación anterior permite asegurar que las propiedades físico-químicas del agua utilizada en las torres de enfriamiento no se verán afectadas con la inclusión de los nuevos pasos a recuperar.

Adicionalmente y de mayor relevancia es que esta opción no solventa el problema de gasto de agua cruda dentro de la refinería, por tanto esta opción queda excluida de ser implementada.

### **V.2.2.3. Plantas desmineralizadoras**

Ya que los volúmenes de agua de los nuevos pasos a recuperar de las regeneraciones son originados de manera intermitente, estos serán almacenados en tanques, y luego por un sistema de bombeo serán alimentados de forma continua a las plantas desmineralizadoras. La razón de este sistema de alimentación para los nuevos pasos a recuperar es porque si se realiza directamente las plantas desmineralizadoras presentarán cambios bruscos en la operación de sus equipos con indicaciones falsas de fuga de iones sodio o de sílica.

Para estimar las nuevas composiciones físico-químicas a alimentar a cada planta desmineralizadora se realizó un balance de masa con los caudales y análisis físico-químicos de las corrientes involucradas. En cuanto a los caudales de agua cruda utilizados corresponden a los caudales de entrada promedio de cada planta desmineralizadora (2030 gpm en DMAY-2 y 1900 gpm en DMAY-3) obtenidos al promediar los datos recopilados entre los meses de enero y septiembre del 2002, a los cuales se le restaron respectivamente los caudales de los pasos a recuperar en cada una de las plantas desmineralizadoras (29 gpm en DMAY-2 y 12 gpm en DMAY-3) estimados en el punto V.2.1. Por otra parte el análisis físico-químico del agua cruda utilizado es el promedio de los análisis de fecha 17/04/02 y 15/07/02, cuyas muestras fueron tomadas y analizadas por el Laboratorio de Servicios Ambientales C. A. (SERVIAMBCA), y los análisis físico-químicos utilizados de los pasos a recuperar corresponden a los de las muestras compuestas presentados en el punto V.2.1.

Los resultados de las composiciones físico-químicas de las nuevas alimentaciones a las plantas desmineralizadoras N° 2 y 3, se presentan en la tabla 5.16, como dato resaltante de la comparación de la actual entrada (agua cruda) y las nuevas entradas en cada una de las plantas desmineralizadoras, se tiene que las variaciones son despreciables para casi la totalidad de las propiedades; la razón de ello es adjudicado a que los nuevos pasos a recuperar representan aproximadamente el 1% del total del agua alimentada a cada una de las plantas.

**Tabla 5.16.** Caracterización de las alimentaciones a las plantas desmineralizadoras.

ANÁLISIS	Entrada actual	Nuevas entradas	
	Agua cruda	A DMAY-2: agua cruda + nuevos pasos	A DMAY-3: agua cruda + nuevos pasos
Calcio (mg/l)	50,1	49,9	49,9
Magnesio (mg/l)	6,8	6,9	6,8
Sodio (mg/l)	18,0	18,0	18,0
Cloruros (mg/l)	26,6	26,9	26,7
Sulfatos (mg/l)	48,4	50,1	48,2
Fosfatos (mg/l)	0,1	0,1	0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	169,6	169,6
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	0	0
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	116,3	117,7
Hierro total (mg/l)	0,1	0,1	0,1
Potasio (mg/l)	2,56	2,54	2,56
Cobre (mg/l)	0,01	0,01	0,01
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	3,0	3,0
Conductividad (μmhos/cm)	376,0	381,9	376,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	1,0	1,2	1,0
Nitratos (mg/l)	0,06	0,06	0,06

Los datos recopilados de los parámetros operacionales de las plantas desmineralizadoras N° 2 y N° 3 son mostrados en la tabla 5.17 los cuales corresponden al promedio de los valores diarios entre el período de enero hasta septiembre del 2002. En cuanto a estos valores se puede señalar que el promedio de flujo de agua por tren intercambiador corresponde a la mitad del flujo de agua producido por cada planta desmineralizadora, ya que por lo general en cada planta se mantienen operativamente dos trenes intercambiadores mientras el tercer tren intercambiador se encuentra en regeneración o en espera para entrar en operación. Por otra parte, el dato del volumen procesado por los intercambiadores catiónicos de DMAY-2 corresponde sólo al promedio de los volúmenes procesados por los trenes N° 2 y 3, ya que se excluyó el valor obtenido en el tren N° 1 por considerarse no representativo, por ser aproximadamente 35% inferior a los demás valores, esta diferencia es debida a que el catión de ácido débil (EC-1000) perteneciente a este tren estuvo fuera de servicio durante todo el lapso de estudio, lo cual hizo que el tren intercambiador operara de manera ineficiente con sólo el catión de ácido fuerte (EC-1003).

Además en el promedio del volumen procesado por los intercambiadores catiónicos de DMAY-3 se excluyeron los datos desde el 15 de febrero del 2002 hasta principios de junio del 2002 del tren N° 2 (EC-1101 y EC-1104) por encontrarse fuera de servicio. El rango de los valores de fuga de sílice presentados en la tabla corresponde a datos generales para este tipo de agua producto (LIPESA, 1998), ya que los analizadores de sílice existentes en las plantas están dañados. Los demás parámetros (flujo de agua producido, volumen de ácido sulfúrico, volumen de hidróxido de sodio y conductividad del efluente) no presentaron valores anómalos ni interrumpidos en el lapso de tiempo estudiado.

**Tabla 5.17.** Parámetros operacionales de las plantas desmineralizadoras.

Parámetro	DMAY-2	DMAY-3
Flujo de agua producido (gpm)	1.630	1.500
Flujo de agua por tren intercambiador (gpm)	815	750
Cantidad de ácido sulfúrico @ 98 % por regeneración de tren catiónico (gal)	400	400
Cantidad de hidróxido de sodio @ 50 °Be por regeneración de tren aniónico (gal)	480	500
Volumen procesado por tren catiónico (gal)	1.772.183	2.020.341
Volumen procesado por tren aniónico (gal)	2.255.579	1.706.921
Conductividad ( $\mu$ mhos/cm)	4,7	3,6
Fuga de sílice (ppb)	20-100	20-100

A partir de la información recopilada de los parámetros operacionales de cada una de las plantas desmineralizadoras, del análisis del agua cruda y del programa IXCALC se fijó el caso base de la simulación para ambas plantas desmineralizadoras. Las validaciones de las simulaciones de las plantas desmineralizadoras en el programa IXCALC se realizaron en función del volumen de agua procesada por el intercambiador catiónico y el intercambiador aniónico hasta que se obtuvieron porcentajes de variación inferiores al 5 %.

Luego de validar las simulaciones en el programa IXCALC se procedió a introducir las nuevas composiciones físico-químicas sin cambiar ningún otro parámetro (volumen de resina, cantidades de regenerantes, caudal procesado, profundidad del lecho de resina, modo de regeneración, etc.) donde los resultados obtenidos en cada una de las plantas desmineralizadoras se presentan a continuación. En el caso de los resultados de la simulación de la planta DMAY-2 mostrados en la tabla 5.18 se tiene que hay una leve disminución en la eficiencia del sistema al recibir en la alimentación estos nuevos pasos a recuperar, lo cual se muestra en la disminución de los tiempos potenciales de operación tanto de los intercambiadores catiónicos y aniónicos. Adicionalmente se tiene que la conductividad del efluente del agua procesada en la planta es menor, debido a que en la nueva alimentación se tiene una menor cantidad de iones sodio, responsables de los valores de fuga del sistema.

**Tabla 5.18.** Simulación de la nueva entrada para la planta desmineralizadora N° 2.

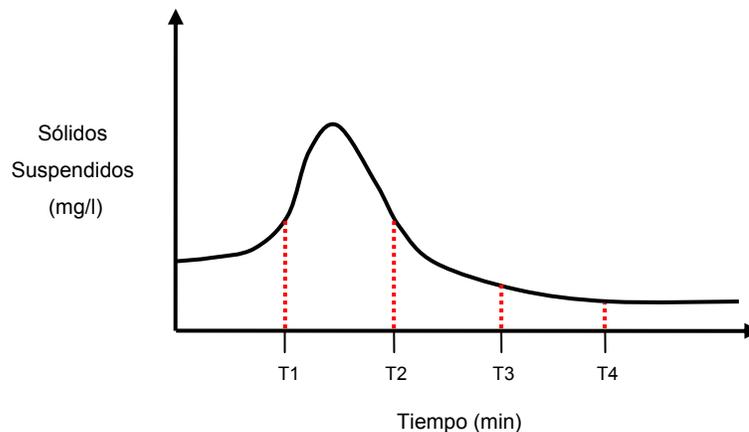
Parámetro	Intercambiador catiónico		Intercambiador aniónico	
	Actual alimentación	Nueva alimentación	Actual alimentación	Nueva alimentación
Flujo de agua alimentada (gpm)	815	815	815	815
Volumen de agua procesada (gal)	1.771.802	1.692.815	2.256.294	2.201.082
Tiempo potencial de producción (h)	36,3	34,6	45,6	44,5
Cantidad de regenerante @ 100% peso (lb)	6.007	6.007	3.056	3.056
Conductividad ( $\mu$ mhos/cm)	-	-	5,4	4,1
Fuga sílice (ppb)	-	-	50	50

Los resultados de la nueva alimentación para la planta DMAY-3 indicados en la tabla 5.19 presentan una leve disminución en el tiempo potencial de operación de los intercambiadores aniónicos, pero no así en los intercambiadores catiónicos, esto es debido a que la nueva alimentación presenta menor cantidad de cationes y una mayor cantidad de aniones removibles por las resinas.

**Tabla 5.19.** Simulación de la nueva entrada para la planta desmineralizadora N° 3.

Parámetro	Intercambiador catiónico		Intercambiador aniónico	
	Actual alimentación	Nueva alimentación	Actual alimentación	Nueva alimentación
Flujo de agua alimentada (gpm)	750	750	750	750
Volumen de agua procesada (gal)	2.021.709	2.023.558	1.706.023	1.686.739
Tiempo potencial de producción (h)	44,2	45,1	37,5	37,1
Cantidad de regenerante @ 100% peso (lb)	6.007	6.007	3.182	3.182
Conductividad ( $\mu$ mhos/cm)	-	-	1,0	1,0
Fuga sílice (ppb)	-	-	40	40

La opción de enviar los nuevos pasos a recuperar a las plantas desmineralizadoras es descalificada primero porque se requieren de facilidades de gran magnitud y elevados costos, y segundo, por recomendación de que el agua de los pasos de contralavados presentan gran cantidad de sólidos suspendidos en algún punto de su duración como se representa en la figura 5.8, el cual no se reflejó en los resultados de la caracterización de la muestra compuesta. Por lo tanto la recuperación de éstos pasos traerán como consecuencia que durante la operación de las plantas desmineralizadoras se fomenten la creación de caminos preferenciales en los lechos de antracita de los filtros, lo que implica que el agua no quede bien pretratada para alimentarse a los intercambiadores catiónicos y aniónicos.

**Figura 5.8.** Comportamiento de los sólidos suspendidos en el efluente del paso "contralavado" de los intercambiadores iónicos. **Fuente:** MONGES, 2002.

#### V.2.2.4. Plantas de ablandamiento en caliente

A continuación se indican los resultados de las caracterizaciones y los caudales de las corrientes involucradas en la actual y nueva alimentación de los tanques de agua recuperada.

La composición química utilizada para los pasos lavado superficial y contralavado de la regeneración de los filtros corresponde al valor promedio de los análisis de agua cruda indicado en el punto V.2.1 de los resultados.

La información recopilada de los flujos y tiempos de duración de los pasos que conforman la regeneración de los filtros para DMAY-2 y DMAY-3 se presentan en la tabla 5.20; estos resultados corresponden a lo mostrado en los manuales de las plantas (LAGOVEN, 1980; LAGOVEN, 1993), además de ser verificados tanto en el PLC de las plantas y consultado con el personal a cargo de las plantas. Por otra parte se tiene que actualmente cada filtro de ambas plantas desmineralizadoras es regenerado una vez al día, lo que representa 30 regeneraciones mensuales, este resultado está en concordancia a lo establecido en los manuales (LAGOVEN, 1980; LAGOVEN, 1993) y lo reportado por el personal a cargo de las operaciones de las plantas.

**Tabla 5.20.** Datos operacionales de la regeneración de los filtros de DMAY-2/3.

Pasos	DMAY-2			DMAY-3		
	Tiempo, t (min)	Flujo, F (gpm)	Volumen, V (gal)	Tiempo, t (min)	Flujo, F (gpm)	Volumen, V (gal)
Lavado superficial	5	450	2.250 (*)	6	450	2.700 (*)
Contralavado	5	1360	6.800 (*)	5	1360	6.800 (*)

**Nota:** (\*) Volumen de agua enviado al tanque de agua recuperada.

Luego a partir de la información de los flujos volumétricos y tiempos de duración de cada paso en el proceso intermitente, los 6 filtros de cada planta en operación, el número de regeneraciones mensuales de los filtros y el procedimiento descrito en la metodología, se hallaron los caudales de “flujo continuo” aportados por cada paso de la regeneración de los filtros de las plantas desmineralizadoras, los cuales se muestran en la

tabla 5.21. Actualmente todos los pasos de la regeneración de los filtros de DMAY-2 y DMAY-3 son enviados a los tanques de agua recuperada TK-1011 y TK-1111 respectivamente.

**Tabla 5.21.** Caudal aportado por cada paso en la regeneración de los filtros de DMAY-2/3.

Pasos	Caudal aportado (gpm)	
	DMAY-2	DMAY-3
Lavado superficial	9	11
Contralavado	28	28

Los resultados de los análisis físico-químicos de los pasos de las regeneraciones de las resinas aniónicas que actualmente son recuperados se presentan en las tablas 9.5 y 9.6 en el apéndice B, mientras que los resultados de los caudales de “flujo continuo” de estos pasos se presentaron en la primera etapa de los resultados de este Trabajo Especial de Grado, en el contenido de las tablas 5.6 y 5.8.

Por otra parte, los resultados de las caracterizaciones de los nuevos pasos a recuperar de las regeneraciones de las resinas catiónicas y aniónicas se presentaron en las tablas 5.9 a la 5.11 en la sección de selección de pasos a recuperar perteneciente a este proyecto. Además los caudales de “flujo continuo” de los nuevos pasos a recuperar se indicaron en el contenido de las tablas 5.5 a la 5.7 de la primera etapa de los resultados de este Trabajo Especial de Grado.

A partir de los caudales de “flujo continuo” y los análisis físico-químicos de las corrientes involucradas en la actual y nueva mezcla a enviar a los tanques de agua recuperada se realizaron los balances de masa. Los resultados de la nueva y actual composición físico-química del agua a contener los tanques de agua recuperada, se indican en la tabla 5.22, de los cuales se tiene que en el tanque de agua recuperada TK-1011 de DMAY-2 los resultados de la nueva alimentación presentan una mayor cantidad de carga iónica superando los valores de la actual alimentación, por lo que en esta etapa de la investigación se presentan las implicaciones de su posible tratamiento en las plantas de ablandamiento en caliente. En el caso del tanque de agua recuperada

TK-1111 de DMAY-3, se tiene que las características físico-químicas de la nueva caracterización son levemente superiores a la que se almacena actualmente con menores fluctuaciones que en DMAY-2, y con carga iónica inferior a la del agua cruda.

**Tabla 5.22.** Análisis físico-químicos de las alimentaciones a los tanques de agua recuperada.

ANÁLISIS	TK-1011 de DMAY-2		TK-1111 de DMAY-3	
	Alimentación normal	Alimentación normal + nuevos pasos a recuperar	Alimentación normal	Alimentación normal + nuevos pasos a recuperar
Calcio (mg/l)	22,6	39,0	21,9	25,3
Magnesio (mg/l)	9,6	8,0	6,8	4,9
Sodio (mg/l)	7,35	16,33	14,32	15,97
Cloruros (mg/l)	17,7	31,5	11,3	18,3
Sulfatos (mg/l)	3,6	86,8	36,0	26,2
Fosfatos (mg/l)	0,01	0,09	0,01	0,06
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	95,9	139,1	82,7	90,1
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	8,0	2,3	8,0	11,4
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	72,0	61,6	64,0	90,6
Hierro total (mg/l)	0,04	0,29	0,40	0,08
Potasio (mg/l)	1,88	1,76	1,92	1,57
Cobre (mg/l)	0,01	0,02	0,01	0,01
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	1,0	3,6	1,0	2,1
Conductividad (μmhos/cm)	258,0	500,1	224,0	246,2
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	10,0	5,2	10,0	1,1
Nitratos (mg/l)	0,01	0,09	0,01	0,04
pH	8,27	7,46	8,25	7,70

En el tanque de agua recuperada de la planta desmineralizadora N° 2 las fluctuaciones son superiores a las del tanque de agua recuperada de la planta desmineralizadora N° 3, debido a que en DMAY-2 se tiene un mayor volumen de agua a recuperar de los pasos de las regeneraciones de las resinas y además de que las características de los nuevos pasos a recuperar en DMAY-2 tienen peores calidades que las de DMAY-3.

Es importante señalar que los valores presentados de pH en la tabla 5.22 corresponden a los determinados en un estudio posterior a los obtenidos por balance de

masa de las concentraciones de iones hidrógeno de las corrientes involucradas, ya que estos últimos fueron descartados por no presentar una tendencia coherente a lo esperado. El estudio posterior para determinar el pH consistió en una prueba experimental la cual requirió de tomar muestras compuestas de los pasos actualmente recuperados y los nuevos pasos a ser recuperados de la regeneración de las resinas (catiónicas y aniónicas) y los pasos de la regeneración de los filtros (representados por agua cruda) que conforman la actual y la nueva mezcla a destinar a los tanques de agua recuperada de ambas plantas desmineralizadoras, los cuales se mezclaron de acuerdo a las fracciones correspondientes de los caudales de “flujo continuo” de las corrientes antes mencionadas para formar un litro de solución. Luego de obtener las soluciones representativas del contenido de los tanques de agua recuperada se le realizó el análisis de pH con un pH-metro en el laboratorio de las plantas de zeolitas (ablandamiento en caliente) en el Bloque-11.

Al comparar los valores obtenidos de pH en la actual y la nueva alimentación de los tanques de agua recuperada tanto para DMAY-2 y DMAY-3 se tiene una ligera disminución, esto se debe a que los nuevos pasos a recuperar tienen valores de pH con una ligera acidez que son neutralizados con el pH básico de los pasos actualmente recuperados. Sin embargo, por los valores obtenidos de pH para la nueva alimentación no habrá necesidad de revestir internamente el tanque de agua recuperada de DMAY-3 que actualmente no está recubierto. Mientras tanto, el nuevo afluente del tanque de agua recuperada de DMAY-2 que presenta valores de pH más bajo no afectará la infraestructura del tanque por estar revestido internamente con una capa de goma de 3/16” de espesor.

En la información recopilada de la operación de las bombas de descarga de los tanques de agua recuperada (P-1011 y P-1111) se tiene que actualmente están operando de manera restringida, es decir, modificado su caudal normal de operación (415 gpm) al flujo mínimo de operación (200 gpm). El cambio operacional antes mencionado evita ocasionar cambios bruscos en la química del proceso de los equipos que integran las plantas de ablandamiento en caliente N° 2 y 3 (lugar a donde se destina la descarga de las bombas P-1011 y P-1111), ya que estas plantas están operando a un caudal inferior a

la capacidad de diseño: 140 gpm de 600 gpm en WZAY-2 y 710 gpm de 1200 gpm en WZAY-3.

Además las bombas P-1011 y P-1111 operan de manera intermitente, colocadas mayormente en funcionamiento cuando el operador va a agregar un volumen de agua al tanque, es decir, previo a la regeneración de las resinas aniónicas y filtros de las plantas desmineralizadoras.

Los valores presentados de los caudales de operación de cada planta de ablandamiento en caliente (WZAY-2 y WZAY-3) fueron obtenidos al promediar los datos recopilados entre los meses de enero y septiembre del 2002. En el caso de la planta WZAY-2 se excluyeron los datos desde el 05 de julio del 2002 hasta el 14 de agosto del 2002 por encontrarse en una parada general de planta. Para la planta WZAY-3 no se presentaron valores anómalos en el intervalo de tiempo estudiado.

Al sumar los caudales de los pasos de la regeneración de los filtros y de las resinas catiónicas y aniónicas a los tanques de agua recuperada, y determinar el tiempo de operación de las bombas con el caudal en modo restringido en las actuales y nuevas condiciones mostradas en la tabla 5.23, se tiene que el total de flujo alimentado al tanque en las nuevas condiciones no supera el caudal de operación de las bombas de descarga de los tanques de agua recuperada (actualmente restringido a 200 gpm), ni mucho menos se ven afectados los períodos de operación de las bombas de manera tal de requerirse bombas de respaldo para cambiar la filosofía de operación de intermitente a continua.

Sin embargo, para darle mayor flexibilidad al sistema se recomienda realizar el mantenimiento al sistema automático (sensores y alarmas de nivel) de arranque y parada de las bombas de descarga de los tanques de agua recuperada para que operen de manera automática.

**Tabla 5.23.** Comportamiento hidráulico de los tanques de agua recuperada.

Parámetro	TK-1011 de DMAY-2		TK-1111 de DMAY-3	
	Alimentación normal	Alimentación normal + nuevos pasos a recuperar	Alimentación normal	Alimentación normal + nuevos pasos a recuperar
Flujo de la regeneración de los filtros (gpm)	37,7	37,7	39,6	39,6
Flujo recuperado de las regeneraciones de las resinas (gpm)	10,0	39,1	38,6	50,7
Total de flujo alimentado al tanque (gpm)	47,7	76,8	78,2	90,2
Período en operación de la bomba por día (h)	5,7	9,2	9,3	10,8

Comparando los análisis físico-químicos del contenido de los tanques que se alimentan a las plantas de ablandamiento en caliente, se tiene que la nueva composición del tanque de agua recuperada TK-1011 de DMAY-2 presenta composiciones físico-químicas peores a las del agua cruda y a la nueva agua recuperada de DMAY-3. A su vez el agua cruda tiene peores calidades que la nueva agua recuperada del TK-1111 de DMAY-3. Bajo la premisa de aprovechar el máximo volumen de agua de los tanques que presentan peores calidades se plantearon los siguientes escenarios:

El **primer escenario** está integrado por las corrientes que pueden presentar las mayores fluctuaciones como alimentación de las plantas de ablandamiento en caliente, es decir, agua cruda y agua del nuevo contenido del TK-1011, para ello se procedió a realizar un análisis de sensibilidad que permitiera determinar la relación máxima permisible para éstas, realizando mezclas desde un 10% de agua del TK-1011 con 90% de agua cruda hasta un 100% de agua del TK-1011. Los valores de estas nuevas alimentaciones se presentan en la tabla 5.24.

**Tabla 5.24.** Análisis de sensibilidad del agua alimentada a las plantas WZAY con la nueva composición del **TK-1011**.

ANÁLISIS	Relación: agua cruda – agua del TK-1011.						
	100-0 (caso base)	90-10	80-20	70-30	60-40	50-50	0-100
Calcio (mg/l)	50,1	49,0	47,9	46,8	45,7	44,5	39,0
Magnesio (mg/l)	6,8	6,9	7,0	7,2	7,3	7,4	8,0
Sodio (mg/l)	18,0	17,8	17,6	17,5	17,3	17,1	16,3
Cloruros (mg/l)	26,6	27,1	27,6	28,1	28,5	29,0	31,5
Sulfatos (mg/l)	48,4	52,2	56,1	59,9	63,7	67,6	86,8
Fosfatos (mg/l)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	152,9	166,9	163,8	160,7	157,6	154,6	139,1
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	0,2	0,5	0,7	0,9	1,2	2,3
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	112,4	106,7	101,1	95,4	89,8	61,6
Hierro total (mg/l)	0,1	0,1	0,1	0,2	0,2	0,2	0,3
Potasio (mg/l)	2,56	2,48	2,40	2,32	2,24	2,16	1,76
Cobre (mg/l)	0,01	0	0	0	0	0	0
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	3,1	3,1	3,2	3,3	3,3	3,6
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	388,4	400,8	413,2	425,6	438,1	500,1
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	1,0	1,4	1,8	2,3	2,7	3,1	5,2
Nitratos (mg/l)	0,06	0,06	0,07	0,07	0,07	0,07	0,09
Bicarbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	111,9	105,8	99,7	93,6	87,5	56,9
Carbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	0,5	0,9	1,4	1,9	2,3	4,7
Hidróxidos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de Carbono Libre (mg/l)	0,75	0	0	0	0	0	0

En los resultados obtenidos para las nuevas composiciones del afluente de las plantas WZAY, se puede observar que a medida que se aumenta la cantidad del agua del TK-1011 la tendencia de las concentraciones de los parámetros es a ir aumentando con respecto al caso base, exceptuando las concentraciones de calcio y alcalinidad que tienen una pequeña disminución en sus valores.

El calcio disminuye por el hecho de que el agua de los nuevos pasos a recuperar ha pasado previamente por los intercambiadores catiónicos no completamente agotados, en donde se realiza un intercambio de iones calcio por iones hidrógeno.

En referencia a la disminución en la concentración de los iones alcalinos es adjudicada al hecho de que al haber mayor concentración de iones hidrógeno se fomenta primero, la formación de moléculas de agua junto a los iones oxidrilos, y segundo, la transformación de los iones carbonatos a bicarbonatos, que luego son convertidos en dióxido de carbono que es liberado al medio ambiente.

El estudio del comportamiento del asentador se desarrolló de acuerdo a lo descrito en la metodología; los resultados del agua clarificada del asentador para las distintas composiciones de alimentación del primer escenario se presentan en la tabla 5.25, en ella se puede observar que las concentraciones iónicas de los efluentes del asentador son superiores a las del agua cruda hasta llegar a porcentajes de variaciones cercanas al 100%.

**Tabla 5.25.** Análisis de sensibilidad del agua clarificada de los asentadores con la nueva composición del **TK-1011**.

ANÁLISIS	Relación: agua cruda – agua del TK-1011.						
	100-0 (caso base)	90-10	80-20	70-30	60-40	50-50	0-100
Calcio (mg/l)	20,9	21,7	22,5	23,7	24,5	25,7	30,9
Magnesio (mg/l)	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
Sodio (mg/l)	33,8	35,7	37,6	39,5	41,4	43,3	52,8
Cloruros (mg/l)	23,1	23,6	24,0	24,4	24,8	25,2	27,4
Sulfatos (mg/l)	42,1	45,4	48,8	52,1	55,4	58,8	75,5
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	56,3	58,3	60,3	63,3	65,3	68,3	81,3
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	16,0	16,0	15,8	15,5	15,5	15,5	14,5
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	27,0	27,0	26,5	26,0	26,0	26,0	24,0
Hierro total (mg/l)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,2	0,2	0,3
Potasio (mg/l)	2,2	2,2	2,1	2,0	1,9	1,9	1,5
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	1,8	1,8	1,9	1,9	2,0	2,0	2,2
Bicarbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	0	0	0	0	0	0
Carbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	22,0	22,0	21,5	21,0	21,0	21,0	19,0
Hidróxidos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
Dióxido de Carbono Libre (mg/l)	0	0	0	0	0	0	0

A pesar de que el agua alimentada presenta poca concentración de calcio a medida que aumenta la cantidad de agua del TK-1011, en los resultados del efluente del

asentador la tendencia es contraria, es decir, las concentraciones de calcio van aumentando a medida que se agrega un mayor volumen de agua del TK-1011. Antes de explicar la causa de lo antes mencionado es importante señalar que al tomar en cuenta la electroneutralidad de los iones se tienen las siguientes combinaciones hipotéticas de acuerdo al orden de reactividad (LAGOVEN, 1990), los iones calcio presentes en el agua tienen como primera preferencia formar compuestos solubles con los iones bicarbonatos y luego con los iones sulfatos y cloruros.

Por los resultados obtenidos se tiene que a medida que aumenta la cantidad de agua del TK-1011 en el afluente las concentraciones de iones calcio y bicarbonato disminuyen mientras que las concentraciones de aniones no carbonatados (sulfatos y cloruros) aumentan, pero en cuanto a las relaciones estequiométricas se refiere las cantidades de los iones bicarbonatos disminuyen en mayor proporción que los iones calcio, por tanto la tendencia es a formar una menor cantidad de dureza cálcica carbonatada que dureza cálcica no carbonatada. Ahora bien como las reacciones químicas desarrolladas dentro del asentador para remover los iones calcio dependen directamente de la dureza cálcica carbonatada alimentada la cual disminuye, es por ello que el total de los iones calcio presentes no son completamente removidos, lo cual explica por qué hay una mayor cantidad de iones calcio a la salida, que están asociados a iones sulfatos y cloruros.

Al analizar las consideraciones del efluente del asentador en los procesos aguas abajo se tiene que el parámetro de mayor relevancia es la concentración de dureza, principalmente la dureza cálcica la cual van aumentando, por lo tanto se decidió que la relación volumétrica máxima a alimentar de agua del TK-1011 fuese de 30%, debido a que es el caso que tiene relativamente pocas diferencias (13%) con el caso base (agua cruda). Así se garantiza que los intercambiadores catiónicos no disminuirán en gran magnitud su tiempo de duración, y no se propiciarán las condiciones de una mayor probabilidad de fuga de iones calcio, que luego en presencia de los iones sulfatos formen el compuesto sulfato de calcio que genera incrustaciones en los intercambiadores de calor.

A modo de ejemplo del efecto de la dureza cálcica en los intercambiadores catiónicos de WZAY al alimentar un 100% de agua del TK-1011, se tiene que la eficiencia de estos equipos disminuye aproximadamente en un 32%.

Para el **segundo escenario** conformado por diversas relaciones de agua cruda con agua del nuevo contenido del tanque TK-1111 de DMAY-3 se realizó un análisis de sensibilidad en las alimentaciones de las plantas WZAY mezclando desde un 10% de agua del TK-1111 con 90% de agua cruda hasta un 100% de agua del TK-1111, resultados que se muestran en la tabla 5.26.

**Tabla 5.26.** Análisis de sensibilidad del agua alimentada a las plantas WZAY con la nueva composición del **TK-1111**.

ANÁLISIS	Relación: agua cruda – agua del TK-1111.						
	100-0 (caso base)	90-10	80-20	70-30	60-40	50-50	0-100
Calcio (mg/l)	50,1	47,6	45,1	42,6	40,2	37,7	25,3
Magnesio (mg/l)	6,8	6,6	6,4	6,2	6,1	5,9	4,9
Sodio (mg/l)	18,0	17,8	17,6	17,4	17,2	17,0	16,0
Cloruros (mg/l)	26,6	25,8	24,9	24,1	23,3	22,5	18,3
Sulfatos (mg/l)	48,4	46,2	44,0	41,8	39,5	37,3	26,2
Fosfatos (mg/l)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	152,9	146,0	139,0	132,1	125,1	118,1	90,1
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	1,1	2,3	3,4	4,6	5,7	11,4
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	115,3	112,5	109,8	107,0	104,3	90,6
Hierro total (mg/l)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Potasio (mg/l)	2,56	2,46	2,36	2,26	2,17	2,07	1,57
Cobre (mg/l)	0,01	0	0	0	0	0	0
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	2,9	2,8	2,7	2,7	2,6	2,1
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	363,0	350,0	337,1	324,1	311,1	246,2
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	1,0	1,0	1,0	1,0	1,1	1,1	1,1
Nitratos (mg/l)	0,06	0,06	0,06	0,06	0,05	0,05	0,04
Bicarbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	113,0	108,0	103,0	97,9	92,9	67,8
Carbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	2,3	4,6	6,8	9,1	11,4	22,8
Hidróxidos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de Carbono Libre (mg/l)	0,75	0	0	0	0	0	0

En los resultados anteriores se puede observar que las características físico-químicas son inferiores a las del caso base y a las relaciones de alimentación de agua del tanque de agua recuperada de DMAY-2 indicadas en el primer escenario. Esto es porque el agua proveniente de DMAY-3 presenta una menor cantidad de carga iónica, diluyendo las concentraciones presentes en el agua cruda.

La evaluación del comportamiento del asentador se llevó a cabo como se describió en la metodología. Los resultados del efluente del asentador para las diversas relaciones de alimentación del segundo escenario se indican en la tabla 5.27, en los cuales se puede señalar que los valores de las concentraciones iónicas de los efluentes del asentador son inferiores a las del agua cruda (caso base) hasta en porcentajes de variación cercanos al 50%.

**Tabla 5.27.** Análisis de sensibilidad del agua clarificada de los asentadores con la nueva composición del TK-1111.

ANÁLISIS	Relación: agua cruda – agua del TK-1111.						
	100-0 (caso base)	90-10	80-20	70-30	60-40	50-50	0-100
Calcio (mg/l)	20,9	19,2	18,0	16,8	16,0	14,0	10,0
Magnesio (mg/l)	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
Sodio (mg/l)	33,8	32,4	31,1	29,8	28,4	27,1	20,4
Cloruros (mg/l)	23,1	22,4	21,7	21,0	20,3	19,5	15,9
Sulfatos (mg/l)	42,1	40,2	38,2	36,3	34,4	32,5	22,8
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	56,3	52,3	49,3	46,3	44,3	39,3	29,3
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	16,0	16,5	17,0	17,0	17,5	17,5	19,0
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	27,0	28,0	29,0	29,0	30,0	30,0	33,0
Hierro total (mg/l)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Potasio (mg/l)	2,2	2,1	2,1	2,0	1,9	1,8	1,4
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	1,8	1,7	1,7	1,6	1,6	1,5	1,3
Bicarbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	0	0	0	0	0	0
Carbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	22,0	23,0	24,0	24,0	25,0	25,0	28,0
Hidróxidos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
Dióxido de Carbono Libre (mg/l)	0	0	0	0	0	0	0

Al comparar los resultados obtenidos de los valores de iones calcio en el afluente y el efluente para las distintas relaciones de alimentaciones del nuevo contenido del

TK-1111 se tiene que a medida que aumenta la cantidad de agua recuperada del TK-1111 las concentraciones de iones calcio disminuyen tanto en el afluente como en el efluente, pero al comparar de manera cuantitativa los valores de los iones calcio con los obtenidos en la alimentación del primer escenario se observa que disminuyen en mayor proporción, ahora bien como en el segundo escenario los iones bicarbonatos del afluente disminuyen en menor proporción que en el primer escenario se puede indicar en cuanto a las relaciones estequiométricas que se tiene mayor dureza cálcica carbonatada que dureza cálcica no carbonatada. A partir de estos resultados, en conjunto con las reacciones químicas desarrolladas dentro del asentador, para la remoción de iones calcio, se observa que aumenta directamente con las cantidades alimentadas de dureza cálcica carbonatada, lo cual permite explicar por qué se remueve mayormente los iones calcio al aumentar la cantidad de agua recuperada del TK-1111.

Como se debe recordar el parámetro de mayor relevancia en los procesos aguas abajo del asentador es la concentración de dureza cálcica, ahora bien como los valores de los iones calcio determinados en el efluente del segundo escenario disminuyen a medida que se incrementa la cantidad de agua del TK-1111 se puede asegurar que los ciclos de operación de los intercambiadores catiónicos no serán afectados negativamente sino todo lo contrario estos equipos durarán un mayor tiempo en operación.

En general los resultados del segundo escenario indican que las nuevas composiciones a presentar el tanque de agua recuperada de DMAY-3 pueden ser alimentados a las plantas de ablandamiento en caliente en cualquier proporción con agua cruda.

Los resultados del **tercer escenario** conformado por la alimentación de agua cruda y agua de ambos tanques de agua recuperada son mostrados en la tabla 5.28, de los cuales se puede señalar que la columna con la relación de alimentación 100-0-0 corresponde a la alimentación del caso base, es decir, agua cruda; la columna con la relación 80-10-10 corresponde a una alimentación de los tanques de agua recuperada definida por el caudal de descarga de las bombas de agua recuperada y la inclusión de la cantidad de agua cruda suficiente para completar el caudal de diseño de ambas plantas de ablandamiento en caliente; mientras la columna 50-25-25 corresponde al agua

recuperada de ambos tanques de agua recuperada regulada por las bombas y una parte de agua cruda suficiente para completar el caudal actual de operación de ambas plantas WZAY.

**Tabla 5.28.** Análisis de sensibilidad del afluente a las plantas WZAY con la nueva composición de los TK-1011 y TK-1111.

ANÁLISIS	Relación: agua cruda – agua del TK-1011 – agua del TK-1111.		
	100-0-0 (caso base)	80-10-10	50-25-25
Calcio (mg/l)	50,1	46,4	40,9
Magnesio (mg/l)	6,8	6,7	6,6
Sodio (mg/l)	18,0	17,6	17,0
Cloruros (mg/l)	26,6	26,2	25,5
Sulfatos (mg/l)	48,4	49,6	51,3
Fosfatos (mg/l)	0,1	0,1	0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	152,9	143,3	129,0
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	1,4	3,6
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	109,8	97,6
Hierro total (mg/l)	0,1	0,1	0,1
Potasio (mg/l)	2,56	2,38	2,11
Cobre (mg/l)	0,01	0	0
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	3,0	2,9
Conductividad (μmhos/cm)	376,0	373,5	369,7
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	1,0	1,4	2,0
Nitratos (mg/l)	0,06	0,06	0,06
Bicarbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	107,0	90,4
Carbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	2,9	7,2
Hidróxidos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	0	0
Dióxido de Carbono Libre (mg/l)	0,75	0	0

La relación 80-10-10 surge de las proporciones aproximadas del caudal total de alimentación en el diseño de ambas plantas WZAY, 600 gpm en WZAY-2 y 1200 gpm en WZAY-3 para un total de 1800 gpm, de los cuales corresponden 200 gpm al agua suministrada del TK-1011 por medio de la bomba P-1011 y 200 gpm al agua del TK-1111 a través de la bomba P-1111. Mientras la relación 50-25-25 es originada de las proporciones aproximadas del caudal total de alimentación manejado en la operación actual de ambas plantas WZAY, 140 gpm en WZAY-2 y 710 gpm en WZAY-3 para un total

de 850 gpm, de los cuales 400 gpm corresponden al agua alimentada por cada una de las bombas de descarga (200 gpm) de los tanques de agua recuperada.

Como hecho resaltante de las concentraciones presentadas en el afluente se puede comentar que las variaciones son pocas al compararse con el caso base (agua cruda). Además vale acotar que en general las concentraciones de los análisis físico-químicos son de mejor calidad al disminuir la proporción de agua cruda.

Los resultados del agua clarificada del asentador para las relaciones de alimentación del tercer escenario se muestran en la tabla 5.29 las cuales fueron obtenidos con las consideraciones descritas en la metodología. De estos resultados se puede señalar que en promedio tienen un porcentaje de variación alrededor del 10% con respecto al agua cruda.

**Tabla 5.29.** Análisis de sensibilidad del agua clarificada de los asentadores con la nueva composición del TK-1011 y TK-1111.

ANÁLISIS	Relación: agua cruda – agua del TK-1011 – agua del TK-1111.		
	100-0-0 (caso base)	80-10-10	50-25-25
Calcio (mg/l)	20,9	20,1	18,8
Magnesio (mg/l)	1,2	1,2	1,2
Sodio (mg/l)	33,8	34,1	34,6
Cloruros (mg/l)	23,1	22,7	22,2
Sulfatos (mg/l)	42,1	43,1	44,6
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	56,3	54,3	51,3
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	16,0	16,5	16,0
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	27,0	28,0	27,0
Hierro total (mg/l)	0,1	0,1	0,1
Potasio (mg/l)	2,2	2,1	1,8
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	1,8	1,8	1,7
Bicarbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	0	0	0
Carbonatos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	22,0	23,0	22,0
Hidróxidos (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	5,0	5,0	5,0
Dióxido de Carbono Libre (mg/l)	0	0	0

Por los resultados mostrados en la tabla anterior se puede hacer referencia de que la recuperación del nuevo contenido de ambos tanques de agua recuperada junto con agua cruda en las proporciones antes mencionadas no presentan ningún impedimento en la química del proceso de la fase de precipitación química de las plantas de ablandamiento en caliente.

Si en las pruebas de campo por realizar en planta la cantidad de magnesio presente en el agua alimentada no es suficiente para la reducción de sílice requerida, se debe considerar usar óxido de magnesio o cal dolomítica (una combinación de óxido de magnesio y cal hidratada en una proporción de 32% MgO y 62% Ca(OH)<sub>2</sub>). La función de esta sustancia es promover la adsorción entre la **sílice** y el agua a tratar, formando flóculos que al aumentar su volumen remueven los **sólidos suspendidos** y favorecen la precipitación de los compuestos **carbonato de calcio** e **hidróxido de magnesio** (PETRAS, 1988).

Por tanto se tiene que el uso del óxido de magnesio es favorable ya que al disminuir las cantidades de sólidos suspendidos, se disminuyen las probabilidades de que en el filtro se presenten taponamientos que generan altas presiones y obliguen a sacarlo de servicio, o compactaciones que facilitan los caminos preferenciales para permitir el paso de los sólidos suspendidos que pueden afectar la operación de los intercambiadores catiónicos ciclo sodio.

Los valores presentados de iones magnesio e hidróxido en el efluente de los tres escenarios estudiados corresponden a los calculados a partir del producto de solubilidad del hidróxido de magnesio en solución a las condiciones de operación del asentador, el procedimiento de cálculo de estos valores son presentados en el apéndice C.

El cálculo de la dilución de los iones presentes en la alimentación del asentador de los tres escenarios antes descritos se realizó con la cantidad de vapor inyectado para acelerar el proceso de precipitación, el cual corresponde al 15% del agua alimentada.

A continuación se presenta un resumen de los tres escenarios de estudio para el tratamiento del nuevo contenido de los tanques de agua recuperada: en el **primer**

**escenario** conformado por una alimentación de agua cruda y agua recuperada del TK-1011 de DMAY-2 se obtuvo que la relación volumétrica máxima a alimentar de agua recuperada del TK-1011 fuera de 30%, mientras para el **segundo escenario** (agua cruda y agua recuperada del TK-1111 de DMAY-3) y el **tercer escenario** (agua cruda y agua recuperada de ambos tanques TK-1011 y TK-1111) se determinó que no existe ninguna restricción para ser tratado en las plantas de ablandamiento en caliente.

El estudio presentado a continuación en las fases que conforman las plantas de ablandamiento en caliente (precipitación química, filtración y suavización) corresponden a la relación de alimentación que pueda presentar mayores fluctuaciones en el proceso, es decir, una alimentación conformada por 30% de agua del TK-1011 y el resto en agua cruda.

El consumo de químicos de cal e hidróxido de sodio necesarios para la precipitación del contenido iónico del caso base (agua cruda) y la relación máxima permisible a ser tratada del nuevo contenido de los tanques de agua recuperada se presentan en la tabla 5.30. Es importante señalar que los resultados indicados en la tabla son para compuestos de un 100% de pureza, además la cantidad de cal y soda cáustica obtenida aquí como la cantidad a consumir es la cantidad teórica, pero que en la práctica se debe de agregar una cantidad en exceso para favorecer la precipitación de los productos.

**Tabla 5.30.** Consumo de químicos en el asentador.

Químico	Relación: agua cruda – agua del TK-1011.		% Variación
	100-0 (caso base)	70-30 (relación máx. permisible)	
Cal (lb / 1000 gal de agua)	0,697	0,512	-27
Hidróxido de sodio (lb / 1000 gal de agua)	0,233	0,310	33

Los cálculos presentados de consumos de químicos fueron obtenidos a partir de las siguientes ecuaciones matemáticas deducidas a partir de las reacciones químicas que

se desarrollan en la fase de precipitación química (asentador), la deducción de estas ecuaciones se presentan en el apéndice D.

$$Ca(OH)_2 \left( \frac{lb}{1000gal} \right) = \frac{(2 \cdot (DC + B) - CaH)}{161,70902} \quad (VII)$$

$$NaOH \left( \frac{lb}{1000gal} \right) = \frac{(TH - B)}{149,7829} \quad (VIII)$$

Donde:

- DC: Dióxido de carbono en mgCaCO<sub>3</sub>/l.  
 B: Alcalinidad de bicarbonatos en mgCaCO<sub>3</sub>/l.  
 CaH: Dureza cálcica en mgCaCO<sub>3</sub>/l.  
 TH: Dureza total en mgCaCO<sub>3</sub>/l.

Del estudio de sensibilidad en el comportamiento del asentador se tiene que a medida que se adiciona una mayor relación de agua recuperada de las plantas desmineralizadoras las cantidades requeridas de cal disminuyen y las cantidades de hidróxido de sodio aumentan, esto es debido a que el agua de los tanques de agua recuperada presentan una mayor cantidad de dureza no carbonatada. En el peor escenario las fluctuaciones generadas por la adición de los nuevos pasos en la alimentación a las plantas WZAY-2/3 son compensadas adicionando una mayor cantidad de soda cáustica (33% del valor normal) y menor cantidad de cal (27% del valor normal).

Uno de los posibles cambios a presentarse en la operación de los filtros de las plantas WZAY-2 y WZAY-3 es consecuencia de haber poca cantidad de precipitados en el asentador, por lo que el agua clarificada tendría una mayor turbiedad comparada con las condiciones actuales de operación, traducido en una mayor cantidad de sólidos suspendidos a ser removidos en la fase de filtración, por ende los tiempos de operación de los equipos de filtrado se acortarían generando una mayor cantidad de regeneraciones mensuales.

Para evitar lo comentado anteriormente se recomienda que en el asentador se inyecten las cantidades correspondientes de cal e hidróxido de sodio además de hacer uso del óxido de magnesio o cal dolomítica si es necesario para fomentar una mayor remoción de precipitados (carbonato de calcio e hidróxido de magnesio) y con ello una mayor remoción de sólidos suspendidos.

El estudio de las variaciones en los intercambiadores catiónicos ciclo sodio se calculó para la máxima relación de agua recuperada a ser alimentada del TK-1011, es decir, 30% agua del TK-1011 con 70% de agua cruda.

Los datos recopilados de los parámetros operacionales de las plantas de ablandamiento en caliente N° 2 y N° 3 son indicados en la tabla 5.31, en referencia a los valores presentados en la tabla se puede señalar que al calcular el valor promedio de flujo volumétrico producido en la planta WZAY-2 se excluyeron los datos desde el 05 de julio del 2002 hasta el 14 de agosto del 2002 por encontrarse en una parada general de planta, mientras que para la planta WZAY-3 no se presentaron valores anómalos en todo el intervalo de tiempo estudiado (enero a septiembre del 2002).

**Tabla 5.31.** Parámetros operacionales de las plantas de ablandamiento en caliente.

Parámetro	WZAY-2	WZAY-3
Flujo de agua producido (gpm)	195	836
Flujo de agua por tren intercambiador (gpm)	39	418
Cantidad de salmuera @ 100% peso por regeneración de tren catiónico (lb)	174	2.756
Tiempo potencial de producción (h)	68,5	81,2
Fuga de dureza (meq/l)	0,20	0,10

El promedio de flujo de agua por tren intercambiador presentado en la tabla corresponde en el caso de la planta WZAY-2 a la quinta parte del flujo de agua producido, ya que actualmente en planta se mantienen operativamente cinco de los siete equipos de intercambio catiónico ciclo sodio; los dos equipos que no se contabilizan corresponden al intercambiador catiónico Z-8 que estuvo fuera de servicio durante todo el

lapso de estudio y en general a cualquier otro equipo que se encuentre en regeneración o en espera para entrar en operación.

Por otra parte en el caso de la planta WZAY-3 el promedio de flujo de agua por tren intercambiador presentado en la tabla corresponde a la mitad del flujo de agua producido, ya que por lo general en la planta se mantienen operativamente dos equipos de intercambio catiónico ciclo sodio mientras el tercer equipo se encuentra en regeneración o en espera para entrar en operación.

Para hallar el consumo de salmuera de cada intercambiador catiónico de las plantas WZAY se usó un nivel de regeneración de 5 lb de regenerante/pie<sup>3</sup> de resina y los siguientes volúmenes de resina: 35 pie<sup>3</sup> en WZAY-2 y 222 pie<sup>3</sup> en WZAY-3. En el cálculo del parámetro fuga de dureza de la planta WZAY-2 se excluyeron los valores dentro del lapso comprendido de la parada general de planta antes mencionado, por otra parte en la planta WZAY-3 no se hallaron valores anómalos en el intervalo de tiempo estudiado.

Con la información recopilada de los parámetros operacionales de cada uno de los intercambiadores catiónicos ciclo sodio de las plantas de ablandamiento en caliente, el análisis físico-químico del agua del caso base y del programa IXCALC, se fijó el caso base de la simulación para cada planta de ablandamiento en caliente. Las validaciones de las simulaciones de las plantas de ablandamiento en caliente en el programa IXCALC se realizaron en función del tiempo potencial de producción de los intercambiadores catiónicos ciclo sodio hasta que se obtuvieron porcentajes de variación inferiores al 5%.

Luego de validar los casos bases de las simulaciones de los intercambiadores catiónicos se colocaron los valores de la nueva composición físico-química del agua a ser tratada por estos equipos sin cambiar ninguno de los otros parámetros (volumen de resina, cantidad de regenerante, caudal procesado, profundidad del lecho de resina, modo de regeneración, etc.) obteniendo los resultados presentados en la tabla 5.32, en los cuales se observa una disminución de aproximadamente el 10% en el tiempo de operación de los intercambiadores catiónicos de la planta WZAY-2 y de la planta WZAY-3. Esto se debe a que en la nueva composición físico-química del agua a ser recuperada se presenta una mayor cantidad de iones calcio. Lo comentado anteriormente trae como

consecuencia un mayor consumo de regenerante no por haberse aumentado la cantidad de salmuera en la regeneración sino por el hecho de que se tendrán una mayor cantidad de regeneraciones de las que actualmente se realizan.

**Tabla 5.32.** Simulación de la nueva entrada para los intercambiadores catiónicos de las plantas WZAY.

Parámetro	WZAY-2		WZAY-3	
	Relación: agua cruda - agua del TK-1011.		Relación: agua cruda - agua del TK-1011.	
	100-0 (caso base)	70-30 (relación máxima permisible)	100-0 (caso base)	70-30 (relación máxima permisible)
Flujo de agua alimentada (gpm)	39	39	418	418
Volumen de agua procesada (gal)	159.824	143.445	2.032.540	1.825.164
Tiempo potencial de producción (h)	68,0	61,1	81,0	72,7
Cantidad de salmuera @ 100% peso (lb)	174	174	2.756	2.756
Fuga de dureza (meq/l)	0,16	0,16	0,07	0,07

De los resultados de las simulaciones (caso base y relación máxima permisible) se puede resaltar que la fuga de dureza se mantiene constante a la salida de cada planta, lo cual implica que no existirá la posibilidad de incrustaciones en los equipos aguas abajo.

Por los resultados obtenidos en la evaluación de cada una de las fases (precipitación química, filtración y suavización) que contempla las plantas de ablandamiento en caliente se puede asegurar que los nuevos pasos a recuperar de la regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras que serán alimentados por medio de los tanques de agua recuperada (TK-1011 y TK-1111) no tendrán mayor incidencia en la operación de los equipos de las plantas de ablandamiento en caliente, ni en los procesos aguas abajo. Además estos serán asimilados siempre y cuando no se exceda el porcentaje considerado como máximo a ser alimentado del nuevo contenido del tanque de agua recuperada de DMAY-2 (TK-1011).

### V.2.3. Incentivo económico asociado en la recuperación de agua sin tratamiento

A continuación se presenta el incentivo económico en la recuperación sin tratamiento de algunos pasos de las regeneraciones de las resinas de las plantas desmineralizadoras. Los cálculos fueron determinados a partir de las variaciones en la química de los procesos de los equipos que integran las plantas de ablandamiento en caliente para el peor de los casos factibles en los que puede ser alimentada el agua a recuperar. Este caso es una alimentación máxima del 30% del nuevo contenido del tanque de agua recuperada de DMAY-2 (TK-1011) con agua cruda en la proporción restante.

El potencial ahorro para el volumen de agua (aproximadamente 21 MMgalones al año) se presenta en la siguiente tabla:

**Tabla 5.33.** Evaluación de costos.

Parámetros	Cantidad	Precio unitario	Precio total
<b>Ahorros:</b>			
• Agua cruda	41 gpm de agua cruda desplazada.	196 Bs./gal	41,9 MM Bs. al año
• Cal	27% menor (Base: 0,697 lb/1000 gal de agua).	27,8 Bs./lb de cal al 94% de pureza	0,1 MM Bs. al año
<b>Costos:</b>			
• Soda cáustica	33% mayor (Base: 0,233 lb/1000 gal de agua).	67,6 Bs./lb de soda cáustica a 50%	0,2 MM Bs. al año
• Salmuera	2 regeneraciones adicionales por intercambiadores catiónicos de cada planta/mensuales.	34,1 Bs./lb de salmuera al 98% de pureza	0,1 MM Bs. al año
<b>Beneficio Total</b>			41,7 MM Bs. al año

Los valores de precio total presentados en la tabla para los químicos (cal, soda cáustica y salmuera) corresponden a la diferencia de costos entre el tratamiento del caso base (agua cruda) y el tratamiento de la relación máxima permisible de los tanques de

agua recuperada (30% del TK-1011 y 70% de agua cruda). Debido a que la configuración de cantidad y tamaños de los intercambiadores catiónicos ciclo sodio de las plantas WZAY-2 y WZAY-3 son diferentes, los costos estimados de salmuera corresponden al mayor de los consumos entre ambas plantas.

Es importante señalar que este es el incentivo económico en cuanto a la química del proceso, pero falta agregar los costos de las instalaciones requeridas en las plantas desmineralizadoras para lograr desviar el flujo de agua del tanque de agua de neutralización al tanque de agua recuperada.

#### ***V.2.4. Instalaciones requeridas para implementar la alternativa seleccionada***

En esta sección son descritas las instalaciones requeridas para lograr la recuperación de algunos pasos de las regeneraciones de las resinas contenidas en las unidades catiónicas y aniónicas de las plantas desmineralizadoras (DMAY-2 y DMAY-3) propuestas en esta investigación.

Las instalaciones propuestas permitirán desviar los volúmenes de agua actualmente enviados a los tanques de neutralización (TK-1010 en DMAY-2 y TK-1110 en DMAY-3) a los tanques de agua recuperada (TK-1011 en DMAY-2 y TK-1111 en DMAY-3), donde luego serán procesados en las plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2 y WZAY-3). Las consideraciones para el diseño de las nuevas instalaciones son presentadas en la tabla 5.34. Los flujos a procesar presentados en la tabla corresponden en el caso de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-2 a los siguientes pasos: “servicio CAD - 1er contralavado CAF” el dato de la izquierda y “contralavado CAD - disponible CAF” el valor de la derecha; para la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2 se tiene que el valor de la izquierda corresponde al flujo del paso “1er contralavado ALE” y el de la derecha al “precalentamiento ALE”; mientras en el caso de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3 el dato de la izquierda corresponde al paso “servicio CAD - lavado superficial CAF” y el valor de la derecha al paso “contralavado CAD”.

Es importante resaltar el hecho de que los pares de flujo a recuperar de las regeneraciones de las resinas (catiónicas de DMAY-2, aniónicas de DMAY-2 y catiónicas de DMAY-3) indicados anteriormente, son llevados a cabo de manera secuencial, permitiendo que su recuperación sea más práctica desde el punto de vista operacional.

**Tabla 5.34.** Bases de diseño para las instalaciones de la recuperación de agua sin tratamiento.

<b>Fluido:</b>	Agua recuperada
<b>Propiedades a la temperatura de operación (86 °F):</b>	
• Gravedad específica	0,9956
• Viscosidad (cP)	0,8007
<b>Flujos a procesar (gpm):</b>	
• Resinas catiónicas de DMAY-2	1.000 / 660
• Resinas aniónicas de DMAY-2	400 / 200
• Resinas catiónicas de DMAY-3	775 / 820
<b>Presión de descarga (psig):</b>	
• Intercambiadores catiónicos de DMAY-2	45
• Intercambiadores catiónicos de DMAY-3	54

Luego de realizar el levantamiento en el área, considerar las bases de diseño, el balance de energía por medio de la ecuación de Bernoulli y las prácticas recomendadas de diseño, se tiene que las instalaciones para la recuperación del agua en DMAY-2, indicadas en la figura 5.9, son las siguientes:

1. Un tramo de tubería de acero al carbono con recubrimiento interno de polipropileno de 8" de diámetro y 10 pies de longitud, para comunicar la salida de los intercambiadores catiónicos (CAD y CAF) con la línea dirigida al tanque de agua recuperada TK-1011, con su respectiva válvula de bloqueo (V1) de 8" de diámetro, como se observa en el tramo A-B.
2. En la línea dirigida al tanque de neutralización de DMAY-2 (TK-1010) en el punto C se debe instalar una válvula de bloqueo (V2) de 8" de diámetro.

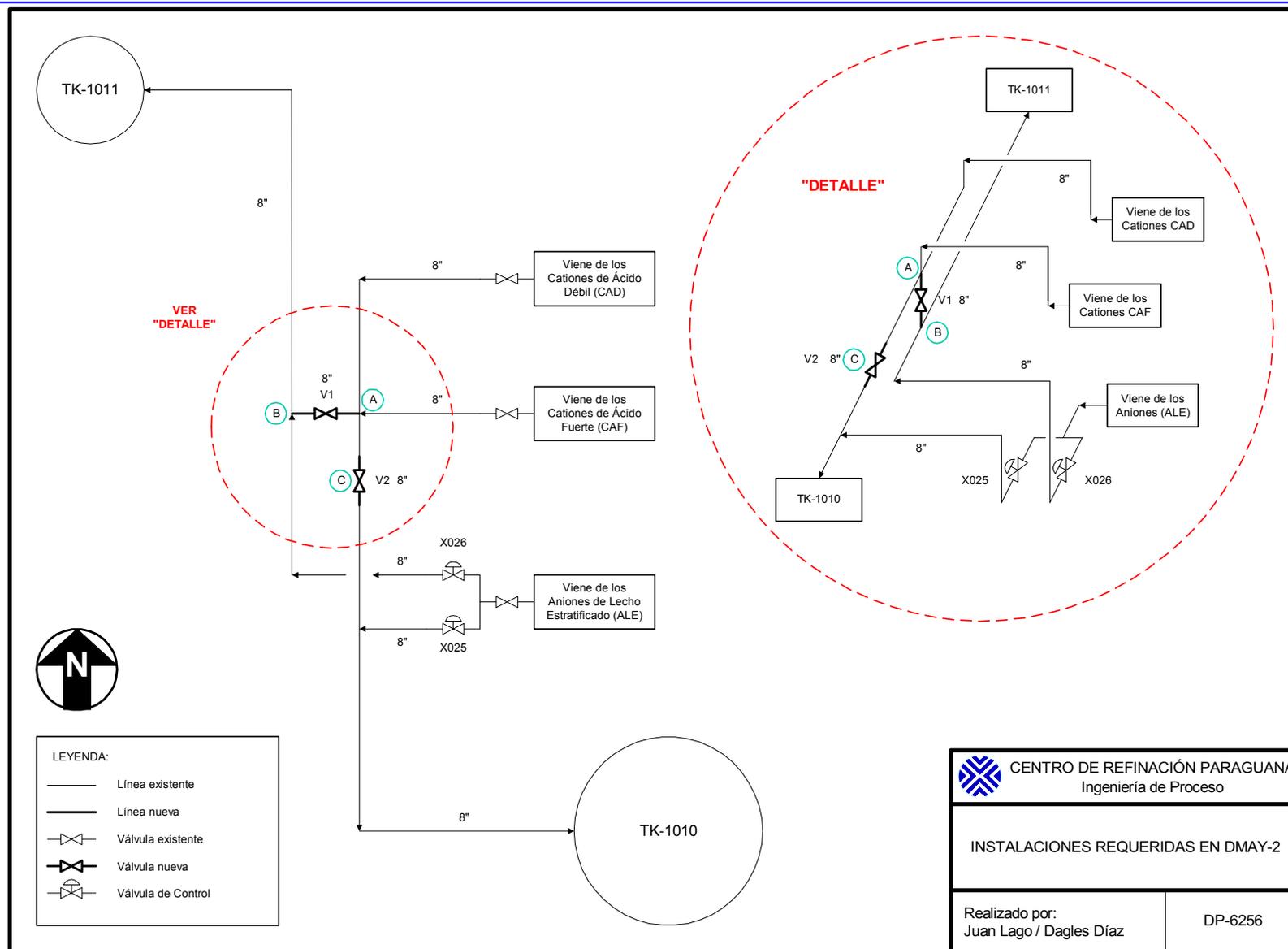


Figura 5.9. Diagrama de las instalaciones requeridas en DMAY-2 para la recuperación de agua sin la aplicación de tratamiento.

Para recuperar los volúmenes de agua en DMAY-3 las instalaciones requeridas son mostradas en la figura 5.10, y descritas a continuación:

1. Un tramo de tubería de acero al carbono con recubrimiento interno de polipropileno de 8" de diámetro y 6 pies de longitud, que permitirán comunicar la salida de los intercambiadores catiónicos (CAD y CAF) con la línea dirigida al tanque de agua recuperada TK-1111, con su respectiva válvula de bloqueo (V3) de 8" de diámetro, como se indica en el tramo D-E.
2. En la línea que se dirige al tanque de neutralización de DMAY-3 (TK-1110) en el punto F se debe instalar una válvula de bloqueo (V4) de 8" de diámetro.
3. Instalar una válvula de bloqueo (V5) de 8" de diámetro en la línea que conecta a los intercambiadores catiónicos de ácido débil con la línea dirigida al TK-1110, en el punto G.

Es importante señalar que las nuevas líneas serán ubicadas a la altura del rack de tuberías existente en cada planta desmineralizadora. La hoja de especificación de estos tramos se presenta en la figura 9.14 en el apéndice E, la cual se elaboró de acuerdo a las indicaciones de las normas PDVSA (LAGOVEN, 1987). Al considerar la presión y temperatura de los fluidos, se determinó que los nuevos tramos de tubería corresponden a la especificación de Rating 150 (LAGOVEN, 1979) que resiste hasta una temperatura de 100 °F y una presión de 285 psig. Adicionalmente, en el análisis de riesgos de las instalaciones propuestas no se observa ningún riesgo asociado a las mismas.

La filosofía de operación para recuperar los pasos seleccionados de la regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras será indicada haciendo uso de la figura 5.9 para la planta DMAY-2 y la figura 5.10 para la planta DMAY-3 donde se muestran las actuales y nuevas válvulas requeridas, las cuales deben operar de la siguiente manera:

- En la regeneración de las resinas catiónicas en DMAY-2, durante el período de duración de los pasos "servicio CAD - 1er contralavado CAF" y "contralavado CAD - disponible CAF" llevados a cabo consecutivamente, la válvula V1 debe estar abierta y la válvula V2 cerrada.



- Durante la regeneración de las resinas aniónicas en DMAY-2, los flujos de los pasos secuenciales “1er contralavado” y “precalentamiento” serán enviados al tanque de agua recuperada TK-1011, para ello se requiere modificar la lógica de control en el PLC de la planta para abrir la válvula de control X026 y cerrar la válvula de control X025.
- En la regeneración de las resinas catiónicas en DMAY-3, mientras se lleva a cabo el paso “servicio CAD - lavado superficial CAF” las válvulas V3 y V5 deben estar abiertas y la válvula V4 cerrada.
- Durante el tiempo de duración del paso “contralavado CAD - inyección inicial de ácido al 2% CAF” en la regeneración de las resinas catiónicas en DMAY-3 las válvulas V3 y V4 deben estar abiertas y la válvula V5 cerrada.

Es importante resaltar que mientras no se lleve a cabo ninguno de los pasos de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-2 antes mencionados las nuevas válvulas a ser instaladas en DMAY-2 deben operar de la siguiente manera: V2 abierta y V1 cerrada. De modo similar, en el tiempo que no se desarrollen ninguno de los pasos de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3 antes indicados las nuevas válvulas por ubicarse en DMAY-3 deben permanecer de la siguiente forma: V4 y V5 abiertas, y V3 cerrada.

Por otra parte, en la planta DMAY-2 se verificó la presión de descarga de las bombas de alimentación P-1000-A/B/C y las bombas de producción P-1001-A/B/C las cuales garantizan la presión suficiente para que el agua de los pasos a recuperar de los intercambiadores catiónicos e intercambiadores aniónicos respectivamente, lleguen al tanque de agua recuperada de DMAY-2 (TK-1011). Adicionalmente en la planta DMAY-3 se puede indicar que las bombas de alimentación P-1100-A/B/C garantizan la presión suficiente para que el fluido de los pasos a recuperar de los intercambiadores catiónicos pueda llegar al tanque de agua recuperada de DMAY-3 (TK-1111).

### **V.3. RECUPERACIÓN DE AGUA EMPLEANDO TECNOLOGÍAS DE TRATAMIENTO**

En esta etapa de la investigación se presentan los resultados obtenidos en el estudio para recuperar con algún tratamiento el resto del agua de las regeneraciones de las resinas de las plantas desmineralizadoras, seleccionando la tecnología que mejor se adecúe para el tipo de agua presente en los tanques de neutralización, evaluando los posibles cambios en los procesos existentes e indicando las instalaciones preliminares para la puesta en marcha de la planta de tratamiento.

#### ***V.3.1. Selección de tecnologías***

Previo al estudio de selección de tecnología se presentan las consideraciones para la nueva planta de tratamiento. Estas consideraciones son la estimación del caudal, la caracterización del agua a ser tratada y la calidad del agua producto.

El caudal de agua a tratar se estimó a partir de la resta de los volúmenes de agua actualmente desechados en el proceso de regeneración y los volúmenes a ser recuperados luego de la evaluación del comportamiento y análisis de los pasos de la regeneración de las resinas presentados anteriormente. Los caudales de agua planteados en esta etapa son 212 gpm para la planta DMAY-2 y 167 gpm en DMAY-3, lo cual hace un total entre ambas plantas de 379 gpm.

Los valores de los análisis físico-químicos presentados por Mireles en el año 2000 fueron descartados debido a que las caracterizaciones realizadas no presentaban un análisis completo de detección de todos los iones presentes en la muestra y además estos resultados corresponden a un mayor nivel de regeneración al que se tiene actualmente en las plantas, es decir, que se empleaba un mayor consumo de regenerantes afectando directamente los valores de los resultados de las caracterizaciones de los tanques de neutralización. Por las razones antes expuestas la caracterización de los tanques de neutralización estará representada por las realizadas durante esta investigación.

A partir de las composiciones conocidas y mediante balances de masa, considerando los pasos a recuperar sin tratamiento, se obtiene:

**Tabla 5.35.** Características físico-químicas de los tanques de neutralización.

ANÁLISIS	TK-1010 de DMAY-2		TK-1110 de DMAY-3	
	Actual alimentación	Nueva alimentación	Actual alimentación	Nueva alimentación
Calcio (mg/l)	454,0	511,1	248,5	263,7
Magnesio (mg/l)	162,0	182,6	43,7	45,8
Sodio (mg/l)	1.689,3	1.918,8	1.093,0	1.164,5
Cloruros (mg/l)	354,5	396,5	496,3	526,4
Sulfatos (mg/l)	3.000,0	3.389,0	2.000,0	2.132,8
Fosfatos (mg/l)	0,1	0,1	0,1	0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	1.800,0	2.027,0	800,0	846,7
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	32,0	36,4	40,0	42,7
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	84,0	95,5	88,0	89,9
Hierro total (mg/l)	0,20	0,14	0,20	0,20
Potasio (mg/l)	17,90	20,18	14,65	15,42
Cobre (mg/l)	0,14	0,15	0,12	0,13
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	13,7	14,8	13,7	14,4
Conductividad (μmhos/cm)	6.140,0	6.874,4	4.570,0	4.850,9
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	56,0	62,1	26,0	27,6
Nitratos (mg/l)	0,10	0,09	0,10	0,10

En esta tabla se puede apreciar que los iones sulfatos y los iones sodio son los que presentan los valores más altos de concentración, por ser estos los iones representativos de los regenerantes (ácido sulfúrico e hidróxido de sodio respectivamente) usado en las plantas. Sin embargo, los valores de calcio, magnesio, cloruro y alcalinidad también son altos, ya que éstos son los iones que mayormente son removidos del agua cruda procesada en las plantas desmineralizadoras. Además se puede observar que existe un aumento en la concentración de los iones en ambas caracterizaciones de los tanques de neutralización que corresponde a que ahora se almacenará una menor cantidad de agua, que posee una mayor concentración de iones. Al comparar las variaciones entre la actual y nueva caracterización de los tanques de neutralización se tiene que en la nueva composición del agua almacenada en el tanque de neutralización de DMAY-2 las variaciones son mayores, debido a que en la planta DMAY-2 se recuperará una mayor cantidad de volumen de agua que la planta DMAY-3.

Con la ayuda de los análisis del agua almacenada en los tanques de neutralización, mostrados en la tabla anterior, se puede clasificar el agua a tratar como un tipo de agua salobre (RG SYSTEMS, 2002), por presentar una concentración de sólidos disueltos totales entre 3.000 y 20.000 mg/l. La cantidad de sólidos disueltos totales (TDS) determinados para clasificar el tipo de agua de los tanques de neutralización se realizó a partir de la siguiente relación (FISHMAN, 1989):

$$TDS\left(\frac{mg}{l}\right) = 0,625 \times Conductividad\left(\frac{\mu mhos}{cm}\right) \quad (IX)$$

Es importante señalar que diversos autores coinciden en asignar un número entre 0,6 y 0,65 siendo 0,625 suficientemente aceptado como la relación entre los parámetros conductividad y sólidos disueltos totales.

La evaluación de las tecnologías se realizó bajo la premisa de que la calidad del agua a producir debe ser por lo menos igual al agua cruda. Esta premisa tiene la siguiente desventaja no se incrementa la capacidad instalada de producción de agua de alimentación a caldera, y además presenta las siguientes ventajas:

- Cumplir con el principal objetivo de liberar volúmenes de agua cruda en el consumo interno de la refinería.
- El agua concentrada en iones (desecho) de la nueva tecnología no será de tan mala calidad, permitiendo mantener el equilibrio ecológico de su destino final (la bahía de Amuay), y ser una corriente de fácil manejo en cuanto a los efectos de corrosión.
- Si el agua producto tiene mejor calidad que el agua cruda y es enviada a las plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2/3) se mejora el proceso al requerirse menor cantidad de químicos en el asentador y en los intercambiadores catiónicos ciclo sodio.
- Si el agua recuperada presenta una mejor calidad que la del agua cruda (menor concentración de sólidos disueltos), y tiene por destino las plantas desmineralizadoras se optimiza el proceso de regeneración de las plantas DMAY-2/3, porque se disminuye la frecuencia de regeneraciones, por lo tanto el consumo de químicos y de agua.

Dentro de las tecnologías de desalación existentes y estudiadas en ésta investigación se tienen: destilación multiflash, destilación multiefecto, termocompresión de vapor, destilación solar, congelación, formación de hidratos, destilación con membranas, compresión mecánica de vapor, ósmosis inversa, electrodiálisis, intercambio iónico y ablandamiento en caliente-zeolita.

Para disminuir la cantidad de métodos se realizó una primera selección de tecnologías, aplicando diversos factores excluyentes que restringen su aplicación:

- **Destilación solar:** aunque presenta como ventajas un costo energético nulo y de escasa inversión, su baja rentabilidad reside en su escasa producción por metro cuadrado al destilarse tan sólo unos litros al día en el caso de condiciones climatológicas favorables. Tan sólo en lugares aislados de suministro eléctrico y de agua es factible pensar en este tipo de instalaciones.
- **Congelación:** a pesar de ser una tecnología sencilla tiene problemas para su implantación a escala industrial, ya que el aislamiento térmico para mantener las bajas temperaturas y los mecanismos para la separación de los cristales del hielo deben mejorarse para hacerse competitivo. Sólo existen experimentos de pequeña escala no extrapolables a la realidad.
- **Formación de hidratos:** al igual que el método anterior, su rendimiento energético es mayor que los de destilación, pero conlleva una gran dificultad tecnológica a resolver en cuanto a la separación y el lavado de los cristales que impiden su aplicación a nivel industrial.
- **Destilación con membranas:** sólo se ha desarrollado a nivel de laboratorio por varios grupos de investigaciones científicas, aunque sus perspectivas son francamente esperanzadoras.
- **Intercambio iónico:** se emplea normalmente cuando el agua a tratar tiene una cantidad de sólidos disueltos totales inferiores a 1.000 ppm. Su aplicación en el tratamiento de agua de mar y agua salobre implica un costo difícilmente sustentable

por requerirse de períodos de regeneración con elevada frecuencia. Además que en cada regeneración se proporciona una nueva cantidad de agua a desechar.

- **Ablandamiento en caliente-zeolita:** esta tecnología es aplicada para remover sólo la dureza y la alcalinidad del agua a tratar, por lo tanto se tiene que el resto de los iones presentes (cloruros, sulfatos, sodio, potasio, etc.) no son removidos, trayendo como consecuencia que a la salida queden presentes iones responsables de la corrosión e incrustaciones en el intercambio de calor de los procesos aguas abajo (calderas). Además que los grandes requerimientos en químicos harían que esta tecnología no fuese económicamente factible.

Después de la primera depuración de los diferentes procesos de desalación existentes se tiene que sólo los siguientes procesos son viables a escala industrial: **evaporación súbita por efecto flash (MSF)**, **destilación múltiple efecto (MED)**, **termocompresión de vapor (TVC)**, **compresión mecánica de vapor (CV)**, **ósmosis inversa (OI)** y **electrodialisis (ED)**. La tecnología de **destilación multiefecto**, por lo general se presenta en conjunto con la tecnología de **termocompresión de vapor** debido a que esta última le proporciona el vapor requerido, por tanto su estudio se evaluó en conjunto.

A modo de recopilación es conveniente realizar un análisis comparativo de las ventajas e inconvenientes de cada uno de estos métodos tecnológicamente avanzados para la producción del tipo de agua establecido. La tabla 5.36 muestra la valoración de todos los métodos comentados anteriormente frente a ciertas características.

Como puntos resaltantes de la comparación de las tecnologías se tienen:

- En plantas de gran capacidad (>1.000 gpm) los procesos evaporativos mayormente empleados son MSF y MED-TVC, y en plantas de capacidades iguales o menores a 1.000 gpm se utiliza la compresión mecánica de vapor. Por otra parte existen plantas con tecnologías de OI y ED que presentan capacidades de pequeña magnitud hasta plantas de gran capacidad (>1.000 gpm), las cuales son adaptables mediante módulos en paralelo.

**Tabla 5.36.** Características generales de los métodos de desalación para el tratamiento de agua salobre.

CARACTERÍSTICA	MSF	MED-TVC	CV	OI	ED
Capacidad de las plantas mayormente diseñadas (gpm)	1.000 a 6.000	< 3.000	< 1.000	Adaptable	Adaptable
Estado comercial	Desarrollado	Desarrollado	En desarrollo	Desarrollado	En desarrollo
Fabricantes	Numerosos. Amplia competencia.	Escasos. Reducida capacidad de elección.	Pocos	Numerosos fabricantes de plantas y membranas.	Pocos
Pretratamiento requerido	Moderado	Moderado	Moderado	Exigente	Exigente
Fiabilidad de operación	Alta	Media	Baja	Alta	Alta
Flexibilidad operacional	60 - 100 %	30 - 100 %	--	Modular	Modular
Requerimientos de operación	Medio	Bajo	Bajo	Muy alto	Muy alto
Superficie de terreno requerida	Alta	Media	Baja	Baja	Baja
Temperatura máxima del proceso (°C)	120	70	70	45	45
Calidad del agua producto (ppm TDS)	Alta (< 50)	Alta (< 50)	Alta (< 50)	Alta (<50)	Media (<300)
Tipo de energía requerida	Térmica y eléctrica	Térmica y eléctrica	Eléctrica	Eléctrica	Eléctrica
Tipo de energía mayormente utilizada	Térmica	Térmica	Eléctrica	Eléctrica	Eléctrica
Consumo específico (térmico + eléctrico) (KWh/m <sup>3</sup> )	12 - 24	10 - 15	9 - 11	1 - 3	1 - 2
Consumo de energía eléctrica (KWh/m <sup>3</sup> )	3,5 - 4	1,5 - 2	9 - 11	1 - 3	1 - 2
Mantenimiento (limpiezas/año)	2 - 4	0,5 - 2	0,5 - 2	1 - 2	1 - 2
Factor de producción	Elevado. Condicionado a planta eléctrica.	Elevado. Condicionado a planta eléctrica.	Elevado. Independiente de planta eléctrica.	Elevado. Independiente de planta eléctrica.	Elevado. Independiente de planta eléctrica.
Costos de instalación	Alto	Alto/medio	Alto	Medio	Medio
Posibilidad de ampliación	Difícil	Difícil	Difícil	Fácil	Fácil

- En cuanto a las calidades del agua a procesar se tiene que en calidades similares al agua de mar son utilizados los métodos MSF, MED-TVC y CV, mientras que mayormente en aguas con menor contenido iónico al agua de mar se emplean las tecnologías de OI y ED. Esto es debido a que los costos de inversión de las plantas de MSF, MED-TVC y CV no varían con la calidad del agua a procesar, mientras que en los procesos de OI y ED disminuyen los costos de la infraestructura de la planta al tratar agua con menor contenido iónico.
- La calidad del agua producto de las plantas con procesos evaporativos (MSF, MED-TVC y CV) no se ven afectadas por la concentración de los iones del agua a tratar, mientras que las plantas de OI y ED si se afectan severamente. Sin embargo, para las calidades de agua a tratar en los desechos de las regeneraciones de las resinas (agua salobre) no es influyente esta variable, obteniéndose calidades del agua producto con características similares o mejores al agua cruda. En el caso de la OI se debe considerar un esquema de proceso de dos pasos para cumplir con una calidad mejor a la del agua cruda.
- En los procesos evaporativos se deben conformar sistemas de cogeneración para obtener el vapor requerido, disminuyendo su eficiencia al usarse parte del agua que ella genera en su proceso.
- En las plantas MSF son mayores las paradas de planta por mantenimiento debido a que se tiene que reemplazar y acondicionar los equipos afectados por la corrosión, mientras que las paradas de mantenimiento en las plantas MED-TVC y CV son menores por operar a condiciones de temperatura inferiores a las de MSF. Por otra parte se tiene que las paradas de planta de las tecnologías OI y ED son inferiores que las otras tecnologías por tener una etapa de pretratamiento más exigente, y además de disponer en su proceso un sistema de remoción de concentrado sin tener que recurrir a un mantenimiento riguroso.
- Las plantas MED tienen una ventaja adicional frente a las MSF derivada del hecho de operar a una menor temperatura, esta ventaja es que se tienen bajos costos de operación y mantenimiento.
- El consumo energético de las tecnologías con procesos evaporativos no depende de la cantidad de sólidos disueltos totales del agua a tratar, mientras que en los procesos de OI y ED si se depende de la concentración del agua bruta y de la cantidad de permeado. Ahora bien, si la cantidad de sólidos disueltos totales del agua a tratar tiene

características de agua salobre, las tecnologías que tienen el menor consumo energético son OI y ED.

- La tecnología CV tiene el mayor consumo de energía eléctrica de los procesos estudiados.
- La tecnología de ED sólo es factible técnicamente para el tratamiento de aguas salobres entre 1.000 y 3.000 mg/l de sólidos disueltos totales, fuera de estos rangos de operación el consumo de energía no es competitivo (UCHE, 2000).
- Por las características de eficiencia y costos los procesos de OI y ED son los más resaltantes de todos, pero la tecnología de ED no ha sido muy desarrollada, además que existen muy pocos suplidores de ésta tecnología en el mercado.

A continuación en la tabla 5.37 se presentan los resultados de la matriz de selección aplicada a las diversas tecnologías después de analizar y estudiar las ventajas y desventajas de los procesos por separados, y al ser comparados entre ellos.

Los aspectos económicos presentados en la matriz fueron determinados a partir de los costos de producción en el tratamiento de aguas salobres, mostrados en la tabla 5.38.

**Tabla 5.38.** Costos de agua producto para varias tecnologías en tratamiento de aguas salobres.

Parámetro	Costo (\$/m3)									
	MSF		MED-TVC		CV		OI		ED	
	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
<i>Energía Térmica (combustible y vapor)</i>	0,24	0,36	0,18	0,24	-	-	-	-	-	-
<i>Energía Eléctrica</i>	0,12	0,14	0,05	0,07	0,42	0,52	0,04	0,12	0,06	0,12
<i>Mano de Obra</i>	0,02	0,04	0,02	0,03	0,03	0,04	0,01	0,04	0,01	0,04
<i>Limpieza Química / Productos Químicos</i>	0,02	0,04	0,02	0,03	0,02	0,04	0,01	0,03	0,01	0,02
<i>Reposición de equipos (membranas)</i>	-	-	-	-	-	-	0,01	0,02	0,01	0,01
<i>Mantenimiento y otros</i>	0,02	0,04	0,02	0,03	0,03	0,04	0,01	0,04	0,01	0,04
<b>Total</b>	0,43	0,61	0,29	0,40	0,50	0,64	0,09	0,25	0,10	0,22

Fuente: VALERO, 2001; URRUTIA, 2001.

Tabla 5.37. Matriz de selección de tecnologías.

FACTORES TÉCNICOS	MÁXIMA PUNTUACIÓN	TECNOLOGÍAS									
		MSF		MED-TVC		CV		OI		ED	
<b>A. EXPERIENCIA</b>											
Madurez de la tecnología	7	100	7	75	5	50	4	75	5	25	2
Experiencia industrial	7	100	7	50	4	50	4	100	7	50	4
N° de suplidores	8	50	4	25	2	25	2	100	8	50	4
SUB-TOTAL	22	18		11		9		20		9	
<b>B. COMPLEJIDAD</b>											
Pre-tratamiento requeridos	3	100	3	100	3	100	3	75	2	75	2
Complejidad operacional	3	100	3	75	2	50	2	75	2	75	2
Flexibilidad a los cambios de calidad del agua a tratar	3	100	3	100	3	100	3	100	3	100	3
Tiempo de instalación de la planta	1	25	0	25	0	75	1	100	1	75	1
Espacio requerido (m2)	2	25	1	25	1	75	2	100	2	100	2
SUB-TOTAL	12	10		9		10		11		10	
<b>C. OPERACIÓN</b>											
Calidad del agua recuperada	5	100	5	100	5	100	5	100	5	75	4
Volumen de agua recuperada	4	100	4	100	4	100	4	100	4	75	3
N° de operadores	1	100	1	100	1	100	1	100	1	100	1
Personal técnico	2	50	1	50	1	50	1	75	2	75	2
Consumo de energía	3	25	1	50	2	50	2	75	2	75	2
Consumo de aditivos químicos	3	75	2	75	2	75	2	50	2	50	2
SUB-TOTAL	18	14		15		15		15		13	
<b>D. MANTENIMIENTO</b>											
Frecuencia de mantenimiento	8	50	4	100	8	100	8	75	6	75	6
Duración de las paradas de planta	4	25	1	50	2	50	2	100	4	75	3
Vida útil de los equipos	6	75	5	75	5	75	5	75	5	75	5
SUB-TOTAL	18	10		15		15		15		14	
<b>E. SEGURIDAD</b>											
Seguridad operacional de los equipos	10	50	5	50	5	75	8	75	8	75	8
SUB-TOTAL	10	5		5		8		8		8	
<b>FACTORES ECONÓMICOS</b>											
<b>F. ECONOMÍA</b>											
Energía											
Térmica (combustible y vapor)	4	25	1	50	2	100	4	100	4	100	4
Eléctrica	4	50	2	75	3	25	1	100	4	75	3
Mano de Obra	3	100	3	100	3	100	3	100	3	100	3
Limpieza química / Productos Químicos	3	50	2	50	2	50	2	75	2	75	2
Reposición de equipos	3	100	3	100	3	100	3	25	1	25	1
Mantenimiento y otros	3	50	2	75	2	50	2	100	3	100	3
SUB-TOTAL	20	12		15		14		17		16	
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>	<b>68</b>		<b>69</b>		<b>70</b>		<b>85</b>		<b>70</b>	

ESCALA			
100 Excelente	50 Regular		
75 Bueno	25 Deficiente		

Es importante señalar que todas las tecnologías evaluadas cumplen con la calidad de agua exigida. De acuerdo al criterio establecido (75%) y las razones antes expuestas se tiene que la opción tecnológica más adecuada para recuperar el agua de las regeneraciones de las resinas de las plantas desmineralizadoras es la **ósmosis inversa**. A la vista de esta tabla, queda claro que la ósmosis inversa es en conjunto la tecnología

más favorable para el tratamiento del agua de las regeneraciones, en base a su mejor precio de obtención del agua, su flexibilidad operativa, y su fiabilidad.

### **V.3.2. Evaluación del impacto en los procesos aguas abajo**

En esta etapa de la investigación se presentan los efectos en las operaciones y procesos unitarios ya existentes dentro de la refinería que pueden resultar afectados de una u otra manera al recuperar con tratamiento el agua de las regeneraciones de las resinas de las plantas desmineralizadoras.

En la evaluación de las alternativas para alimentar el agua a ser tratada en la planta de ósmosis inversa, se estableció que la nueva planta de tratamiento debe operar sin cambios bruscos en la composición físico-química de la alimentación. Considerando el hecho de que el agua a ser tratada es originada de manera intermitente, y que los efluentes de ambas regeneraciones (que poseen características ácidas o básicas dependiendo de la resina tratada) son almacenados en un mismo tanque de neutralización, es imposible operar de manera continua, ya que se debe neutralizar el agua recibida en el tanque antes de ser alimentada a la nueva planta de tratamiento.

Además en los alrededores de los tanques de neutralización, no hay ningún otro tanque disponible que tenga la capacidad de almacenar el efluente de las regeneraciones de las resinas catiónicas y aniónicas de ambas plantas, y que además presente el revestimiento interno para contrarrestar los efectos corrosivos del agua a ser almacenada. La posibilidad de diseñar e instalar un nuevo tanque se descarta debido a que no hay espacio suficiente cerca a las plantas desmineralizadoras, lo cual trae como consecuencia que en el costo del nuevo tanque se deban incluir las líneas y bombas requeridas para trasegar el agua de un tanque a otro.

Por las razones antes mencionadas, se consideró que el agua de los tanques de neutralización de DMAY-2 y DMAY-3 fuese tratada por dos módulos de ósmosis inversa de manera independiente, uno ubicado en DMAY-2 en las cercanías del TK-1010 y otro cerca del TK-1110 en DMAY-3.

En esta etapa de la investigación se realizó una propuesta técnico-económica en los idiomas español e inglés, y se envió de acorde al idioma hablado por la persona contacto o el requerido por la empresa contactada, en el apéndice F se indica la versión en inglés.

La propuesta técnico-económica se envió a diversas empresas existentes en el mercado para que presentaran su alternativa en el tratamiento de estos efluentes a través de ósmosis inversa. Las empresas consultadas fueron: RG Systems, T&E Desalación, Koch Membrane Systems, Unitek, US Filter (Dow Chemical Company), Econext, Hydranautics, Ionic, Osmonics, Ide Technologies LTD, Lifestream Watersystems INC, Ecolochem, Edospina (Gamma Química) y Weir Techna, de las cuales sólo se recibió la propuesta técnico-económica de la empresa Weir Techna. A pesar de haber recibido solamente una propuesta durante el período de realización de esta investigación se mantuvo contacto con representantes técnicos de otras empresas que facilitaron información preliminar de la estructura y eficiencia de los módulos de ósmosis inversa.

Los módulos de ósmosis inversa que se emplearían para el tratamiento del agua de neutralización de las plantas DMAY-2/3, poseen las siguientes secciones: pretratamiento y desalinización. En la sección de pretratamiento son removidos todos los sólidos suspendidos y se acondiciona el agua para evitar la precipitación de sales sobre la membrana y en la sección de desalinización son removidos los sólidos disueltos. Cada sección (pretratamiento y tratamiento) vendrán en contenedores Standard de tamaño ISO, cuyas dimensiones son 40 x 8 x 10 pies (L x W x H), los cuales pueden ser colocados uno encima del otro para ahorrar espacio.

Según información preliminar suministrada por la empresa Ecolochem (Staton, 2002) la sección de desalinización o desalación consta de dos pasos, en la cual el agua concentrada en sales (rechazo) del primer paso es alimentada al segundo paso para aumentar la eficiencia en la remoción de los sólidos disueltos. En el primer paso se tiene un factor de concentración de iones de 2,5 veces con respecto al agua de alimentación, lo cual se traduce en un 60% de remoción de sólidos disueltos totales, mientras que en el segundo paso se tiene un factor de concentración de 5 que representa un 80% de remoción.

Estos porcentajes de remoción de sólidos disueltos totales permiten tener una eficiencia global de 92%. Adicionalmente, la relación en porcentaje del volumen de agua permeada y la alimentación para este tipo de agua es de aproximadamente 67%. Por lo tanto, si el agua introducida para tratar tiene 5.000  $\mu\text{mhos/cm}$  de conductividad, el permeado presentará aproximadamente 400  $\mu\text{mhos/cm}$  (cumpliendo con la calidad exigida de agua cruda), y al realizar el balance de masa para la corriente concentrada se obtiene una conductividad de 14.200  $\mu\text{mhos/cm}$  que de acuerdo a la ecuación IX presentada en el punto V.3.1 (FISHMAN, 1989) representa aproximadamente unos 8.875 mg/l de sólidos disueltos totales. En la figura 5.11 se muestra las corrientes balanceadas para el módulo de ósmosis inversa de dos pasos.

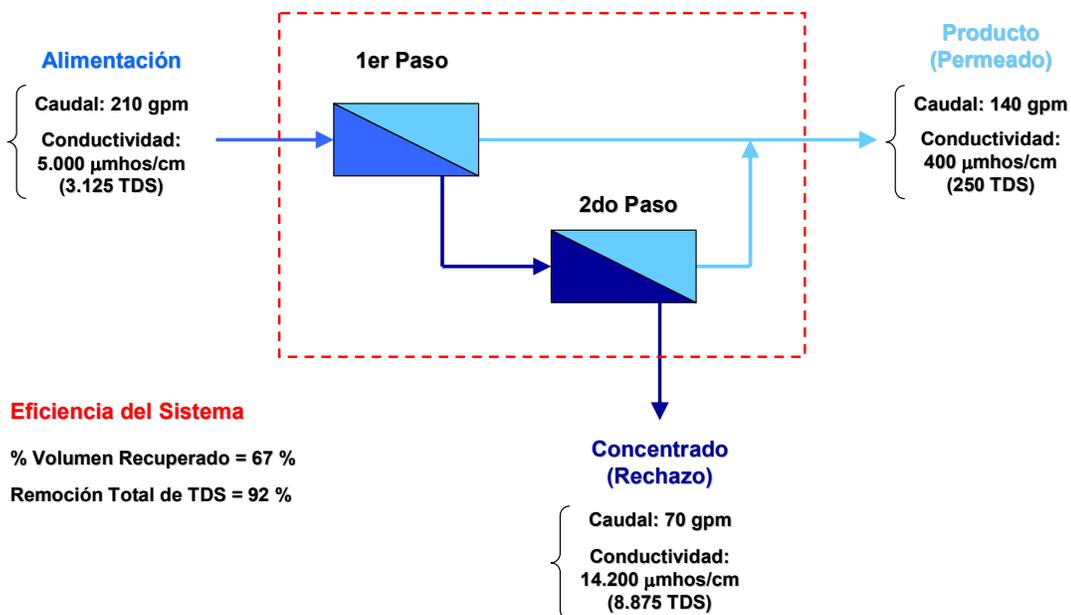


Figura 5.11. Esquema del balance de masa en los módulos de ósmosis inversa.

La concentración de la corriente desechada cumple con lo estipulado en el Decreto N° 883 (GACETA OFICIAL, 1995) titulado “Normas para la clasificación y el control de la calidad de los cuerpos de agua y vertidos o efluentes líquidos”, el cual señala en su artículo N° 9 que para vertidos líquidos clasificados como Grupo II los límites de descarga podrán ejecutarse a las características actuales del cuerpo receptor (la bahía de Amuay), aplicando como criterio general que las descargas no alteren la calidad del mismo.

Sin embargo los valores antes mencionados deben ser constatados y verificados cuando se obtenga la ingeniería básica de los módulos de ósmosis inversa, que además permitirá obtener los valores de las composiciones de los iones de cada corriente.

Algunos de los factores que deben ser considerados para el desarrollo de la ingeniería básica son: primero, aprovechar el hecho de que en la mayoría de las ocasiones antes de neutralizar el contenido de los tanques TK-1010 y TK-1110 estos presentan características ácidas, por lo que no se debe de llevar a un pH neutro sino al requerido en la alimentación de la planta de ósmosis inversa para mantener el índice de Langelier por debajo de cero (negativo) y evitar tener un agua con característica “incrustantes” (RG SYSTEMS, 2002); segundo, para designar la eficiencia global de remoción de los sólidos disueltos totales en la planta de tratamiento se deben de tomar en cuenta las altas concentraciones de los iones presentes en la corriente de alimentación, que al ser concentrados en la sección de desalación pueden superar el valor del producto de solubilidad de algunos compuestos (sulfato de calcio, carbonato de calcio, sílice, entre otros) y precipitar, trayendo como consecuencia deposiciones de sólidos que afectarían el buen desenvolvimiento del sistema.

Una vez descrito de manera general el tratamiento por ósmosis inversa, se presenta la evaluación de las alternativas para los posibles destinos del agua de producción, así como las alternativas para la disposición final del concentrado (rechazo).

Las opciones evaluadas para destinar el agua producto del módulo de ósmosis inversa ubicado en DMAY-2 fueron: tanques de agua cruda, línea de alimentación de agua cruda a la planta DMAY-2, plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2/3) por medio del tanque de agua recuperada de DMAY-2 (TK-1011) y a las plantas WZAY-2/3 a través de una línea de conexión directa a la entrada de las plantas.

La opción de enviar a los tanques de agua cruda se descartó porque se requieren de facilidades de mayor magnitud que las otras alternativas, así como tramos de tuberías subterráneas y un sistema de bombeo. La alternativa de enviar el agua de producción a la línea de alimentación de DMAY-2 se descartó por el hecho de que la línea sólo presenta una brida en lo más alto de su rack de tuberías, y no tiene una válvula que permita hacer

las instalaciones de conexión sin tener que realizar una parada de la planta. Se descalificó la consideración de alimentar a las plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2/3) a través del tanque de agua recuperada TK-1011 por superar el modo de operación batch de la bomba de descarga P-1011.

La mejor alternativa fue la de dirigir el agua producto a la entrada de las plantas de ablandamiento en caliente debido a que se cuenta con una instalación ya existente de la antigua entrada de agua de los lavados de los filtros de la planta desmineralizadora N° 1. Para esta alternativa se debe de tomar en cuenta que la presión de alimentación del agua producto debe ser mayor que las presiones actuales de entrada a las plantas WZAY-2/3 (tanques de agua cruda y tanques de agua recuperada TK-1011 y TK-1111).

Al parecer, esta opción afectará positivamente a la química del proceso actual de las plantas de ablandamiento en caliente WZAY-2/3, porque el agua a ser alimentada presentará una calidad igual o mejor a la del agua cruda, teniéndose como consecuencia una disminución en los consumos de químicos del asentador y una mayor duración de los ciclos de operación de los intercambiadores catiónicos ciclo sodio, por lo tanto ahorros en el consumo de regenerantes. El comportamiento de los equipos que conforman las plantas WZAY-2/3 deben ser estudiados cuando se obtenga la ingeniería básica de los módulos de ósmosis inversa.

Mientras que las opciones evaluadas para enviar el agua producto de la planta de ósmosis inversa ubicada en DMAY-3 fueron: tanques de agua cruda, plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2/3) por medio del tanque de agua recuperada de DMAY-3 (TK-1111) y a la planta DMAY-3 a través de la recirculación de las bombas de alimentación de esta planta.

La posibilidad de alimentar a los tanques de agua cruda fue descartada por requerirse de un sistema de bombeo que permita transferir estos volúmenes de agua y de líneas de tuberías subterráneas. La opción de almacenar el agua de producción en el tanque de agua recuperada de DMAY-3 para luego ser enviada a las plantas WZAY-2/3 es descalificada, por requerirse un cambio en el modo de descarga actual del tanque de una operación batch a continua, implicando la instalación de nuevas bombas. La opción

que mejor se adapta a las instalaciones existentes es disponer del agua de producción del módulo de ósmosis inversa a la recirculación de las bombas de alimentación (P-1100-A/B/C) de la planta DMAY-3, siempre y cuando se proporcione la presión suficiente que permita desplazar el agua proveniente de los tanques de agua cruda.

De igual manera que el agua de producción del módulo de ósmosis inversa ubicado en DMAY-2, la corriente de agua recuperada (producto) del módulo de ósmosis inversa ubicado en DMAY-3 presentará ligeros cambios favorables en la química del proceso de la planta desmineralizadora N° 3, ya que el agua a ser alimentada es de una calidad igual o mejor a la inyectada actualmente (agua cruda). Este cambio garantizará que los ciclos de operación de los intercambiadores iónicos tengan un aumento en su tiempo de duración, trayendo como consecuencia una disminución en el número de regeneraciones mensuales, y por lo tanto un ahorro en el consumo de regenerantes. El comportamiento de los equipos que integran la planta desmineralizadora N° 3 deben ser estudiados cuando se obtenga la ingeniería básica de los módulos de ósmosis inversa.

En cuanto a la disposición final de las corrientes con mayor carga iónica (concentrado) provenientes de los módulos de ósmosis inversa de ambas plantas desmineralizadoras se considera enviarlas al sistema de desagüe que se dirige a la laguna artificial y posteriormente a la bahía de Amuay, debido a que cumple con las disposiciones de la normativa ambiental vigente.

Es importante resaltar que para destinar la corriente concentrada del módulo de ósmosis inversa a ubicar en DMAY-2 se evaluaron dos posibilidades: la primera, el desagüe del tanque de neutralización de la planta desmineralizadora N° 1 (TK-1528 o 68), y segundo, el desagüe que se ubica debajo del rack de tuberías de la planta desmineralizadora N° 1. La alternativa de enviar al desagüe del TK-1528 se descartó porque este sistema será utilizado en caso de emergencia para descargar el volumen del tanque. La opción técnicamente factible será la de enviar la corriente concentrada al desagüe ubicado debajo del rack de tuberías de la planta desmineralizadora N° 1 el cual tiene como ventaja de estar a una corta distancia y que se encuentra disponible.

Por otra parte, en el caso de la corriente con mayor carga iónica del módulo de ósmosis inversa a ser ubicado en DMAY-3 será destinada al actual sistema de desagüe del tanque de neutralización de DMAY-3 (TK-1110).

### ***V.3.3. Instalaciones disponibles para colocar las plantas de tratamiento***

En esta sección se describen las instalaciones preliminares para lograr la recuperación del agua de las regeneraciones de las resinas con la aplicación de módulos de ósmosis inversa en cada una de las plantas desmineralizadoras.

El módulo de ósmosis inversa para el tratamiento del agua almacenada en el tanque de neutralización de DMAY-2 (TK-1010) se ubicará en el Bloque-11, entre los recipientes que almacenaban los químicos (ácido sulfúrico e hidróxido de sodio) de la planta desmineralizadora N° 1 y la calle que separa las plantas DMAY-1 y DMAY-2, como se muestra en la figura 5.12. La opción de colocar la nueva planta en la ubicación señalada tiene las siguientes ventajas: está cerca de la fuente de alimentación (TK-1010), permite aprovechar las facilidades ya existentes de DMAY-1 disminuyendo sus costos de instalación, está cerca de un punto de desagüe, es un lugar accesible y permite una fácil remoción en caso de traslado. Esta área tiene unas dimensiones aproximadas de 90 pies x 17 pies (142 m<sup>2</sup>), el cual es suficiente para ubicar en un plano horizontal dos contenedores Standard de tamaño ISO.

En la inspección realizada en el área se constató la presencia del tanque de neutralización TK-68 de la planta desmineralizadora N° 1 que actualmente se encuentra desincorporada de la producción de agua desmineralizada. Este tanque tiene revestimiento interno, pero la capacidad de almacenamiento es inferior a los tanques de neutralización de DMAY-2/3. Por lo tanto, se evaluó la posibilidad de usar este tanque como un pulmón para almacenar el agua del tanque de neutralización de DMAY-2, para luego ser alimentada de manera continua a la planta de ósmosis inversa.

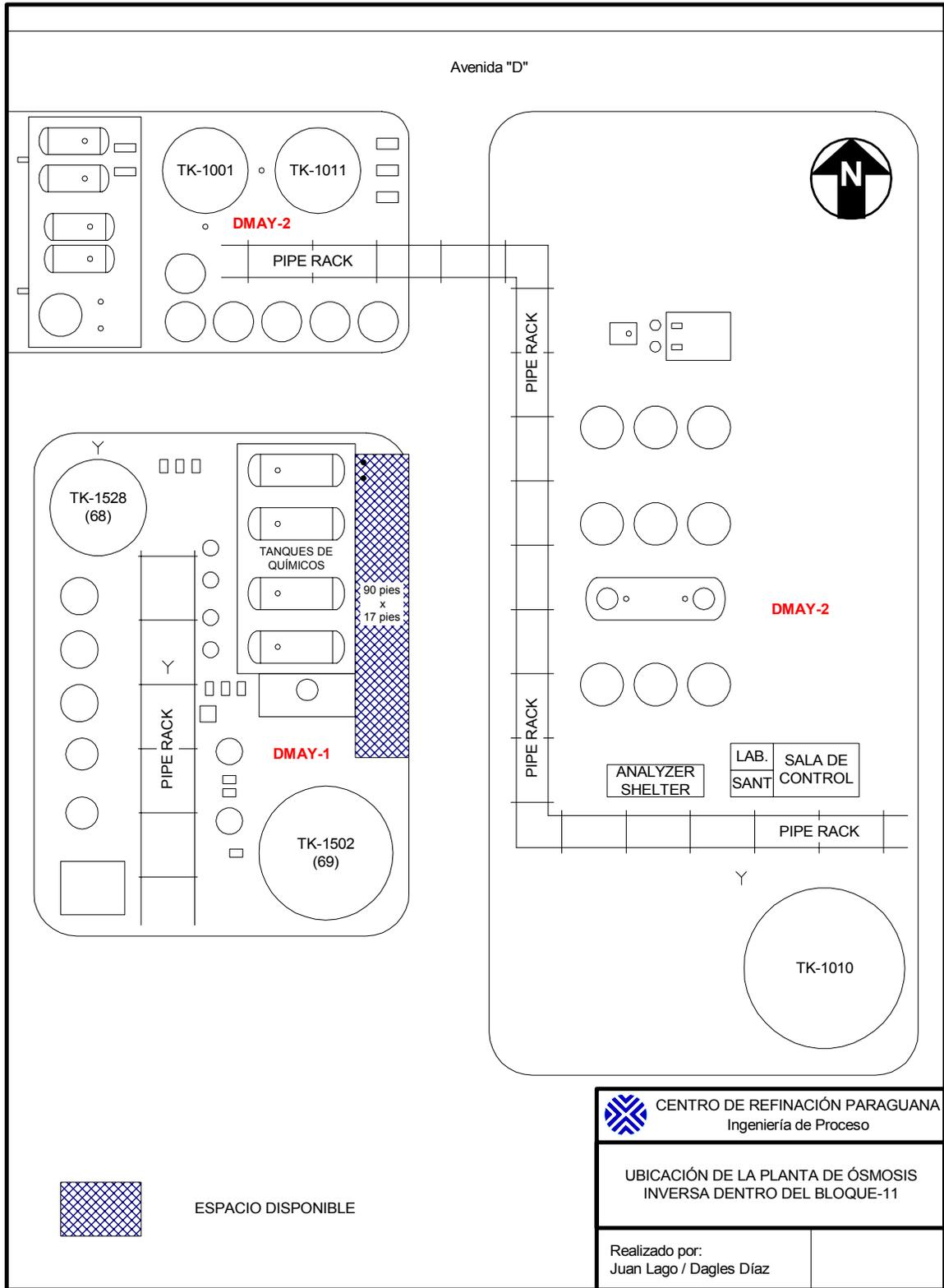


Figura 5.12. Ubicación de la planta de ósmosis inversa dentro del BQ-11.

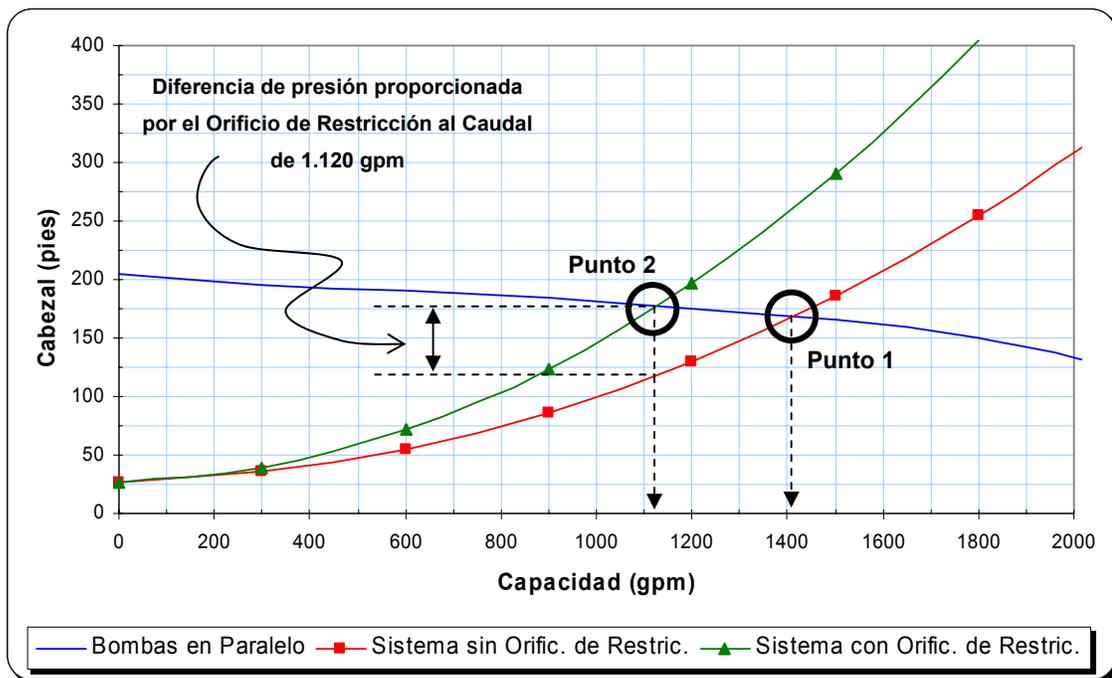
Los resultados de la evaluación señalan que es técnicamente factible utilizar el TK-68, pero se deben de tomar en cuenta las siguientes previsiones realizadas considerando un tiempo de regeneración de las resinas catiónicas de 4 horas y para las resinas aniónicas de 3 ½ horas.

- Antes de trasegar el agua del TK-1010 al TK-68, se debe de neutralizar el contenido del TK-1010.
- Antes de comenzar a regenerar las resinas catiónicas o las resinas aniónicas de DMAY-2 se debe verificar que el TK-68 esté lleno. Si no es así previo a la regeneración, se debe trasegar agua del tanque TK-1010 al TK-68.
- La capacidad del TK-68 y el flujo de alimentación a la planta de ósmosis inversa (210 gpm) permiten que puedan ser realizadas hasta un máximo de dos regeneraciones consecutivas de trenes de intercambiadores iónicos, bien sean: dos trenes de intercambiadores catiónicos, dos trenes de intercambiadores aniónicos o un tren de intercambiador catiónico más un tren de intercambiador aniónico.
- Luego de regenerar un tren de resinas catiónicas o un tren de resinas aniónicas se tiene hasta un máximo aproximado de 6 horas para neutralizar y comenzar a trasegar volúmenes de agua de un tanque a otro. Esta previsión es para que el TK-68 no se quede sin volumen de agua que pueda alimentar a la planta de ósmosis inversa.
- Si se regeneran dos trenes de intercambiadores catiónicos, dos trenes de intercambiadores aniónicos o un tren de intercambiador catiónico más un tren de intercambiador aniónico de forma consecutiva el tiempo máximo para comenzar con el trasegado previa neutralización es de aproximadamente 2 horas, para prever la situación indicada en el punto anterior.
- Si por alguna razón se tiene una mayor cantidad de regeneraciones consideradas en este estudio (12 regeneraciones mensuales por equipo), se deberá desechar el exceso de agua al drenaje, por medio de las válvulas de salida del tanque TK-1010 que permiten alinear el contenido del tanque al desagüe.

Además se consideró emplear algunas líneas y bombas de producción (P-1522-A/B/C) de DMAY-1. La utilidad de las bombas sería para el trasegado del agua del TK-1010 al TK-68. Por ser esta una operación batch se estableció que se deberían operar dos bombas en paralelo, para aumentar el nivel del tanque TK-68 en menor tiempo, y otorgarle mayor confiabilidad a la alimentación del módulo de ósmosis inversa. Los

materiales de los internos de estas bombas (acero inoxidable 304SS) garantizan que no serán corroídos por el agua a utilizar.

Se realizó la curva de operación del sistema a partir de los accesorios y líneas nuevas y existentes en DMAY-1 requeridas para el trasegado del agua del TK-1010 al TK-68. Una vez determinado el punto de operación, señalado como el punto 1 de la figura 5.13, obtenido al intersectar la curva de operación del sistema con la curva de las bombas operando en paralelo, en el cual se observó que el caudal obtenido supera las condiciones óptimas de operación de las bombas, ya que se obtuvo que cada bomba debería manejar 700 gpm, cuando su caudal óptimo de operación es de 560 gpm.



**Figura 5.13.** Curva de cabezal vs. capacidad para el trasegado del TK-1010 al TK-68 con mínimo cabezal estático en el tanque TK-1010 y dos bombas operativas en paralelo.

Por tal razón se decidió colocar un orificio de restricción que aumentará las pérdidas por fricción del sistema, y así obtener un punto de operación correspondiente a un menor caudal, tal como se indica en el punto 2 de la figura. La diferencia de presión sufrida en el orificio de restricción al caudal nominal de las bombas en paralelo (1.120 gpm) es de 58,6 pies de agua (25,4 psi).

Los resultados del diámetro del orificio de restricción que permiten el buen funcionamiento del sistema se presentan en la tabla 5.39; luego a partir del diámetro se estimó el perfil de diferencia de presión a diferentes caudales, el cual fue agregado a los valores de la curva de operación del sistema, indicada en la figura 5.13.

**Tabla 5.39.** Características del orificio de restricción.

Flujo máximo (gpm)	1.120
Flujo normal (gpm)	1.120
Presión aguas arriba (psig)	76,5
Diferencial de presión máximo (psig)	25,4
Tamaño nominal de la tubería (plg)	8
Tubería cédula	40
Material	304 / 316S
Tap location	Flange
Relación de diámetro (adim.)	0,4375
<b>Diámetro del orificio (plg)</b>	<b>3 ½</b>

Todos los cálculos realizados del orificio de restricción se determinaron por medio de un programa disponible dentro de las instalaciones de la empresa, el cual cuenta con una serie de herramientas que permiten realizar el dimensionamiento o evaluación de diversos equipos de proceso.

A continuación en la tabla 5.40 se presentan las bases consideradas en el diseño de las nuevas instalaciones para la puesta en marcha de la planta de ósmosis inversa en DMAY-2. La presión de entrada del agua a tratar mostrada en la tabla corresponde al valor máximo permisible por las consideraciones del material de la línea, esta debe ser verificada luego de realizar la ingeniería básica de la planta de ósmosis inversa.

La presión del agua de producción de la planta ósmosis inversa reportada en la tabla es la necesaria para que el agua entre al sistema de alimentación de WZAY-2/3. En dado caso que el valor obtenido en la ingeniería básica de la planta de ósmosis inversa sea diferente se deberá tomar en cuenta las siguientes consideraciones: si es menor colocar una bomba que satisfaga la diferencia de presión existente, y si es mayor

considerar el colocar la cantidad de accesorios (válvulas, orificios de restricción, etc.) necesarios para generar la pérdida de presión requerida.

**Tabla 5.40.** Bases de diseño para la instalación de la planta de OI en DMAY-2.

<b>Fluido:</b>	Agua neutralizada
<b>Propiedades a la temperatura de operación (86 °F):</b>	
• Gravedad específica	0,99
• Viscosidad (cP)	0,80
• pH	7 a 8
<b>Flujo (gpm):</b>	
• De trasegado del TK-1010 al TK-68	1.120
• Alimentado a la Planta de OI	210
• Recuperado en la Planta de OI (producto)	140
• Rechazado en la Planta de OI (concentrado)	70
<b>Presión (psig):</b>	
• De entrada a la Planta de OI	< 285
• Máxima a la entrada de las Plantas WZAY-2/3	50
• De la corriente de producción de la Planta de OI	60
• De la corriente concentrada de la Planta de OI	5

Los equipos y líneas de tuberías requeridos para trasegar los volúmenes de agua del TK-1010 al TK-68 son presentados a continuación:

- Bombas de trasegado P-1522-A/B/C, las cuales operan en paralelo (dos en operación y una de reserva) con una capacidad nominal de 560 gpm, cabezal de 175 pies y 36,7 HP de potencia.
- Bombas de alimentación P-01-A/B/C, las cuales operan en paralelo (dos en operación y una de reserva) con una capacidad nominal de 105 gpm c/u, con un cabezal y una potencia que serán determinados en la ingeniería básica de los módulos de ósmosis inversa.

- Un tanque (TK-68) para mantener el flujo continuo de alimentación a la planta de ósmosis inversa, abierto sin techo, de 30 pies de diámetro por 30 pies de altura, con una capacidad de 160.000 gal, recubierto internamente con goma de 3/16" de espesor.
  
- Un orificio de restricción, para que las bombas de trasegado P-1522-A/B/C operen en el punto de mayor rendimiento, de acero inoxidable y 3 ½" de diámetro. La hoja de especificación de este dispositivo es mostrada en la figura 9.16 en el apéndice E.
  
- Líneas de trasegado del TK-1010 al TK-68, las cuales serán descritas a continuación con ayuda de la figura 5.14.
  1. Cambiar el codo existente en el punto A por una "T" de 8" de diámetro.
  2. Una línea de tubería de 8" de diámetro y 230 pies de longitud, para comunicar la salida del tanque de neutralización (TK-1010) al cabezal de succión de las bombas P-1522 A/B/C (tramo A-B).
  3. Instalar una reducción de 10" de diámetro a 8" de diámetro y luego una válvula de paso rápido (V1) de 8" de diámetro en el tramo A-B.
  4. En el punto B remover el carrete que comunica el descarbonador (D-1503) a las bombas de producción de DMAY-1 (P-1522 A/B/C) e instalar una "T" de 8" de diámetro para comunicar la descarga del TK-1010 a la succión de las bombas.
  5. En el rack de tuberías remover el codo que pertenece a la línea que va a los intercambiadores aniónicos (EA-1520 y EA-1521) en el punto C, y colocar una brida terminal.
  6. En la línea del rack de tuberías que comunica la salida de los intercambiadores catiónicos e intercambiadores aniónicos con el tanque TK-68 colocar una brida terminal en el punto D.
  7. Una tubería de 8" de diámetro y 10 pies de longitud para comunicar la línea de descarga de las bombas P-1522-A/B/C a la línea de alimentación del tanque de neutralización de DMAY-1 (tramo C-D).
  8. En el tramo C-D, instalar el orificio de restricción, además de una reducción de 8" de diámetro a 6" de diámetro; y los codos necesarios.

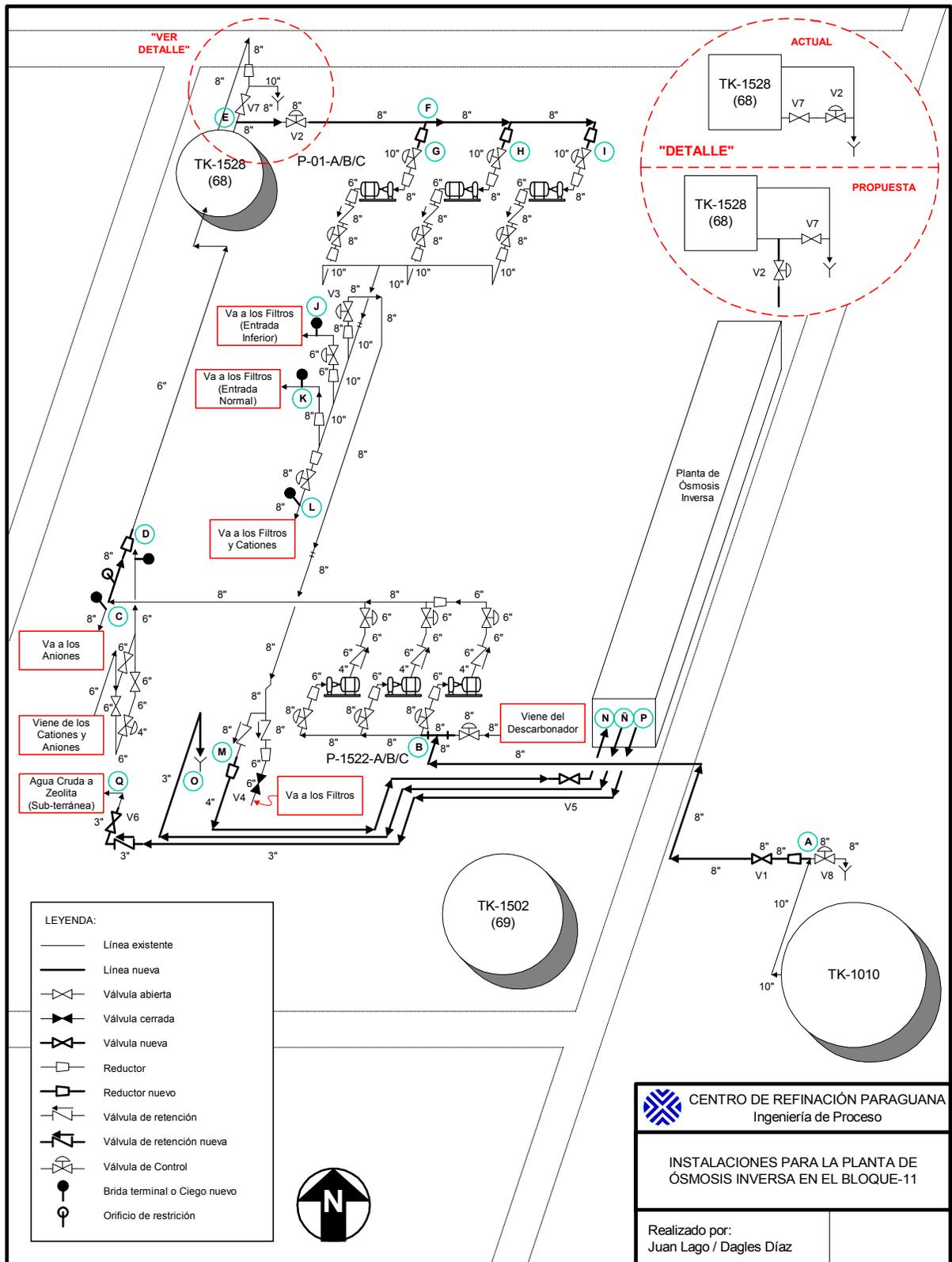


Figura 5.14. Instalaciones para la planta de ósmosis inversa en el Bloque-11.

- Líneas de entrada y salida de la planta de ósmosis inversa, ilustradas en la figura 5.14 y presentadas a continuación:
  9. A la salida del TK-68 remover la válvula de paso rápido (V7) de 8" de diámetro y la válvula de control (V2) de 8" de diámetro que comunican la descarga del tanque con la línea de rebose y van al drenaje. Colocar una "T" de 8" de diámetro y la válvula de paso rápido (V7) de 8" de diámetro como se indica en el detalle de la figura.
  10. Instalar la válvula de control (V7) removida en el paso anterior en el tramo E-F como lo indica el detalle de la figura.
  11. Un tramo de tubería de 8" de diámetro y 50 pies de longitud, para comunicar la salida del TK-68 al cabezal de succión de las bombas P-01-A/B/C indicado por el tramo E-F.
  12. Tres tramos de tuberías de 8" de diámetro y 10 pies de longitud, para comunicar el cabezal de succión con cada una de las bombas P-01-A/B/C señalados por los tramos F-G, F-H y F-I de la figura.
  13. Instalar ampliaciones de 8" de diámetro al diámetro de succión de cada uno de los cabezales de succión de cada bomba P-01-A/B/C ver puntos G, H e I.
  14. En los puntos J, K y L del rack de tuberías colocar bridas ciegas.
  15. En el punto M colocar una reducción de 8" de diámetro a 4" de diámetro.
  16. Un tramo de línea de 4" de diámetro y 90 pies de longitud, mostrados en el tramo M-N, para comunicar la línea de descarga de las bombas de alimentación a la entrada de la planta de ósmosis inversa.
  17. En el tramo M-N colocar una válvula de paso rápido (V5) de 4" de diámetro que permitirá el cerrar la alimentación a la planta de ósmosis inversa, en caso de ser necesario.
  18. Un tramo de línea de 3" de diámetro y 80 pies de longitud para conectar la salida del concentrado de la planta de ósmosis inversa con el desagüe que existe debajo del pipe rack de DMAY-1, usado eventualmente para drenar el TK-1010 (tramo Ñ-O).
  19. Un tramo de tubería de 3" de diámetro y 100 pies de longitud con su válvula de paso rápido (V6) y una válvula de retención (check), que permitirán conectar el agua de producción de la planta de ósmosis inversa con la antigua entrada del

lavado de los filtros de DMAY-1 que va dirigida a las plantas de ablandamiento en caliente WZAY-2/3 (tramo P-Q).

Es de resaltar que todos los tramos de tuberías antes mencionados son de acero al carbono con revestimiento interno de polipropileno, y de acuerdo a las presiones y temperaturas de operación corresponden a la especificación de Rating 150 (LAGOVEN, 1979) que resisten hasta una temperatura de 100 °F y una presión de 285 psig. La hoja de especificación de las nuevas líneas se muestra en la figura 9.17 en el apéndice E, la cual se elaboró siguiendo las indicaciones de las normas PDVSA (LAGOVEN, 1987).

El servicio más importante de las nuevas instalaciones es la electricidad. Se requieren de 36,7 HP de potencia para la operación de cada bomba P-1522-A/B/C para trasegar los volúmenes de agua, y la potencia necesaria para las bombas de alimentación P-01-A/B/C. Además se requiere de energía eléctrica para la operación de la planta de ósmosis inversa. Toda esta energía será tomada de la sub-estación eléctrica 19-19A ubicada en DMAY-1.

La filosofía de operación para el tratamiento del agua de neutralización de DMAY-2 será indicada haciendo uso de la figura 5.14 la forma de operar es la siguiente:

**Trasegado del TK-1010 al TK-68:**

- Verificar que la válvula V8 esté cerrada. Abrir la válvula V1, así como las válvulas de succión y descarga de las bombas P-1522-A/B/C que se vayan a utilizar.
- Durante el período de regeneración de las resinas y neutralización del contenido del TK-1010 se deben mantener apagadas las bombas P-1522-A/B/C, además de cerrar las válvulas V1 y V8.

**Entrada y salidas de la planta de ósmosis inversa:**

- Para la alimentación de la planta de ósmosis inversa se debe abrir la válvula V2 y las válvulas de succión y alimentación de las bombas P-01-A/B/C que se van a operar.

- Las válvulas V3 y V5 deben estar siempre abiertas, para permitir el paso de agua al módulo de ósmosis inversa.
- Se debe mantener cerrada la válvula V4 y V7 para evitar pérdida de fluido.
- El agua de producción de la planta de ósmosis inversa será destinada a las plantas WZAY-2/3, manteniendo la válvula V6 abierta.

Como medida de seguridad para descargar volúmenes de agua al desagüe se cuenta con la válvula V7 en el TK-68 y la válvula V8 en el TK-1010. Además, en cada tanque se tiene una línea directa al desagüe para descargar volúmenes de agua cuando se haya superado el nivel máximo. Por lo tanto, se recomienda realizar el mantenimiento pertinente a los sensores de bajo y alto nivel del TK-68, y el ejecutar las instalaciones pertinentes para que las señales de estos sensores sean recibidas en la sala de control de DMAY-2.

Adicionalmente se debe realizar el mantenimiento a las bombas P-1522-A/B/C para ponerlas en marcha, y las instalaciones necesarias para que las bombas sean colocadas en funcionamiento o apagadas desde la sala de control de DMAY-2.

Por otra parte, el módulo de ósmosis inversa para el tratamiento del contenido del tanque de neutralización de DMAY-3 (TK-1110) se ubicará en el Bloque-6, en el área de uno de los estacionamientos de la planta desmineralizadora N° 3, al lado del TK-1110 y las bombas de agua cruda P-1100-A/B/C, como se muestra en la figura 5.15. Las dimensiones aproximadas de esta área son 70 pies x 25 pies (162 m<sup>2</sup>), proporcionando espacio suficiente para colocar en un plano horizontal hasta tres contenedores Standard de tamaño ISO. Esta ubicación presenta las siguientes ventajas: está cerca de la fuente de alimentación (TK-1110), tiene cerca un punto de desagüe, es un lugar accesible y permite una fácil remoción en caso de traslado.

También se presenta una segunda área disponible de mayor dimensión (aproximadamente 130 pies x 25 pies que representa unos 302 m<sup>2</sup>) detrás de la estación de bombeo contra incendios, cerca de los intercambiadores catiónicos y aniónicos de DMAY-3, para ser utilizada si se requiere mayor espacio para colocar algunos módulos de la planta de ósmosis inversa.

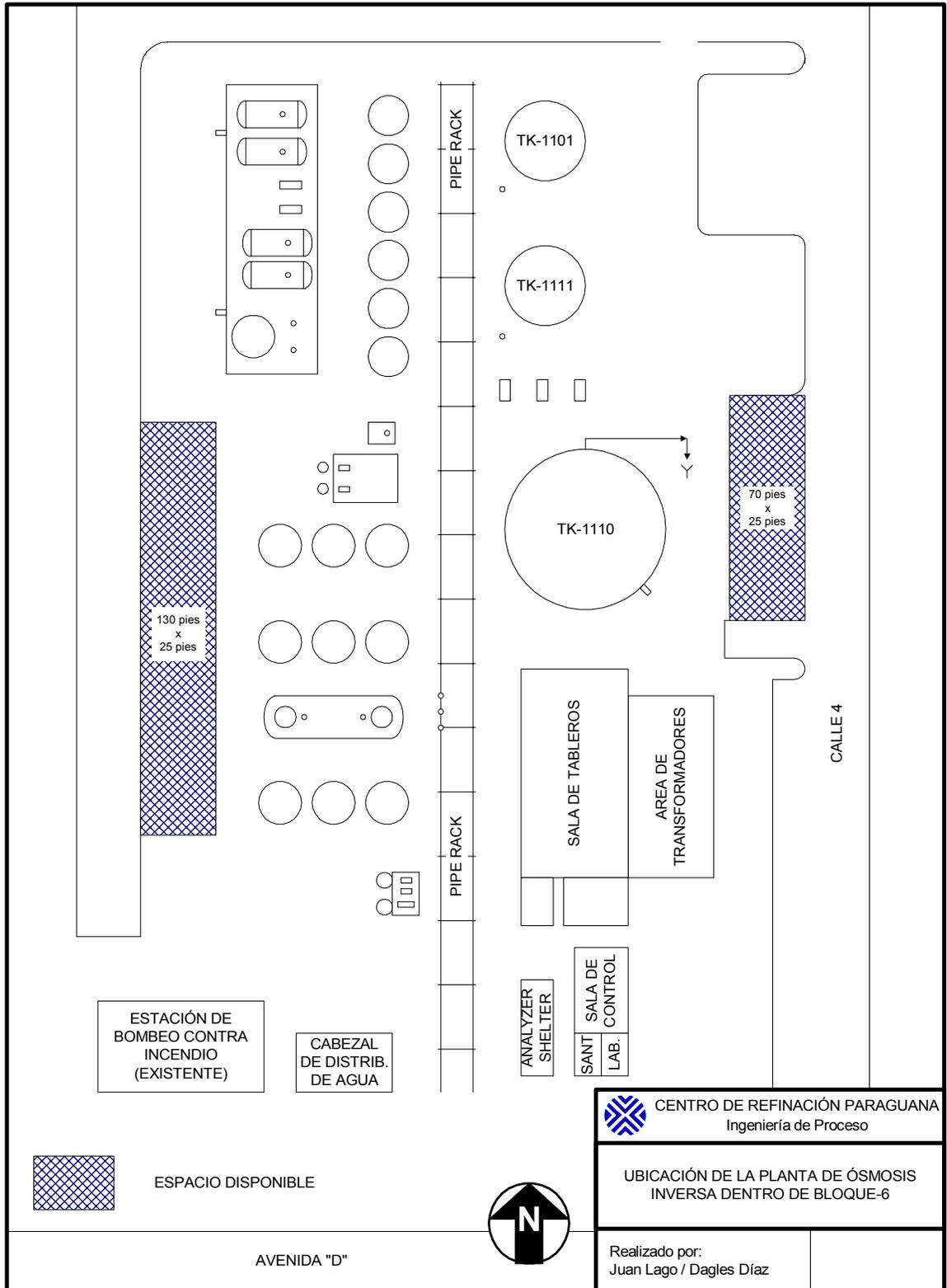


Figura 5.15. Ubicación de la planta de ósmosis inversa dentro del BQ-6.

A diferencia de las instalaciones de DMAY-2, en DMAY-3 no se cuenta con un tanque adicional para el trasegado del agua de las regeneraciones de las resinas, por lo tanto se concluyó que el tratamiento en la planta de ósmosis inversa se debe realizar de manera intermitente. Se requiere de una planta de ósmosis inversa con una capacidad de 600 gpm, ya que las regeneraciones de las resinas presente en los intercambiadores catiónicos e intercambiadores aniónicos son realizadas por carga, y se debe neutralizar el contenido del TK-1110, antes de colocar en funcionamiento la planta de ósmosis inversa. El caudal se determinó tomando en cuenta que el tiempo de regeneración de las resinas catiónicas es de 3 horas y en el caso de las resinas aniónicas de 4 ½ horas. Además se consideró un tiempo máximo de neutralización de 2 horas.

A continuación en la siguiente tabla se presentan las bases consideradas en el diseño de las nuevas instalaciones para la puesta en marcha del módulo de ósmosis inversa de DMAY-3:

**Tabla 5.41.** Bases de diseño para la instalación de la planta de OI en DMAY-3.

<b>Fluido:</b>	Agua neutralizada
<b>Propiedades a la temperatura de operación (86 °F):</b>	
• Gravedad específica	0,99
• Viscosidad (cP)	0,80
• pH	7 a 8
<b>Flujo (gpm):</b>	
• Alimentado a la Planta de OI	600
• Recuperado en la Planta de OI (producto)	400
• Rechazado en la Planta de OI (concentrado)	200
<b>Presión (psig):</b>	
• De entrada a la Planta de OI	< 285
• Máxima a la entrada de la Planta DMAY-3	90
• De la corriente de producción de la Planta de OI	100
• De la corriente concentrada de la Planta de OI	5

La presión de entrada del agua a tratar indicada en la tabla anterior es el valor máximo permisible por la resistencia del material de la línea, la cual debe ser verificada luego de realizar la ingeniería básica de la planta de ósmosis inversa.

La presión del agua de producción de la planta ósmosis inversa reportada en la tabla es la necesaria para que el agua entre al sistema de alimentación de DMAY-3. En dado caso que el valor obtenido en la ingeniería básica de la planta de ósmosis inversa sea diferente se deberá tomar en cuenta las siguientes consideraciones: si es menor colocar una bomba que satisfaga la diferencia de presión existente, y si es mayor considerar el colocar la cantidad de accesorios (válvulas, orificios de restricción, etc.) necesarios para generar la pérdida de presión requerida.

Luego de realizar el levantamiento en el área y considerando las bases de diseño, se presentan las líneas de tuberías y equipos requeridos para procesar el agua en la planta de ósmosis:

- Bombas de alimentación P-02-A/B/C, las cuales operan en paralelo (dos en operación y una de reserva) con una capacidad nominal de 300 gpm c/u, con un cabezal y una potencia que serán determinadas en la ingeniería básica de los módulos de ósmosis inversa.
  
- Líneas requeridas, serán descritas a continuación con ayuda de la figura 5.16.
  1. Cambiar el codo existente en el punto A por una "T" de 8" de diámetro.
  2. Instalar una tubería de 4" de diámetro y 30 pies de longitud, para conectar la descarga del TK-1110 con el cabezal de succión de las bombas P-02-A/B/C como se indica en el tramo A-B.
  3. En el tramo A-B instalar una reducción de 10" de diámetro a 4" de diámetro y una válvula de paso rápido (V1) de 4" de diámetro.
  4. Colocar las válvulas de paso rápido, válvulas de retención (check) y reducciones necesarias en la succión y descarga de cada una de las bombas P-02-A/B/C señaladas en el tramo B-C.
  5. Instalar una tubería de 4" de diámetro y 100 pies de longitud (tramo D-E).

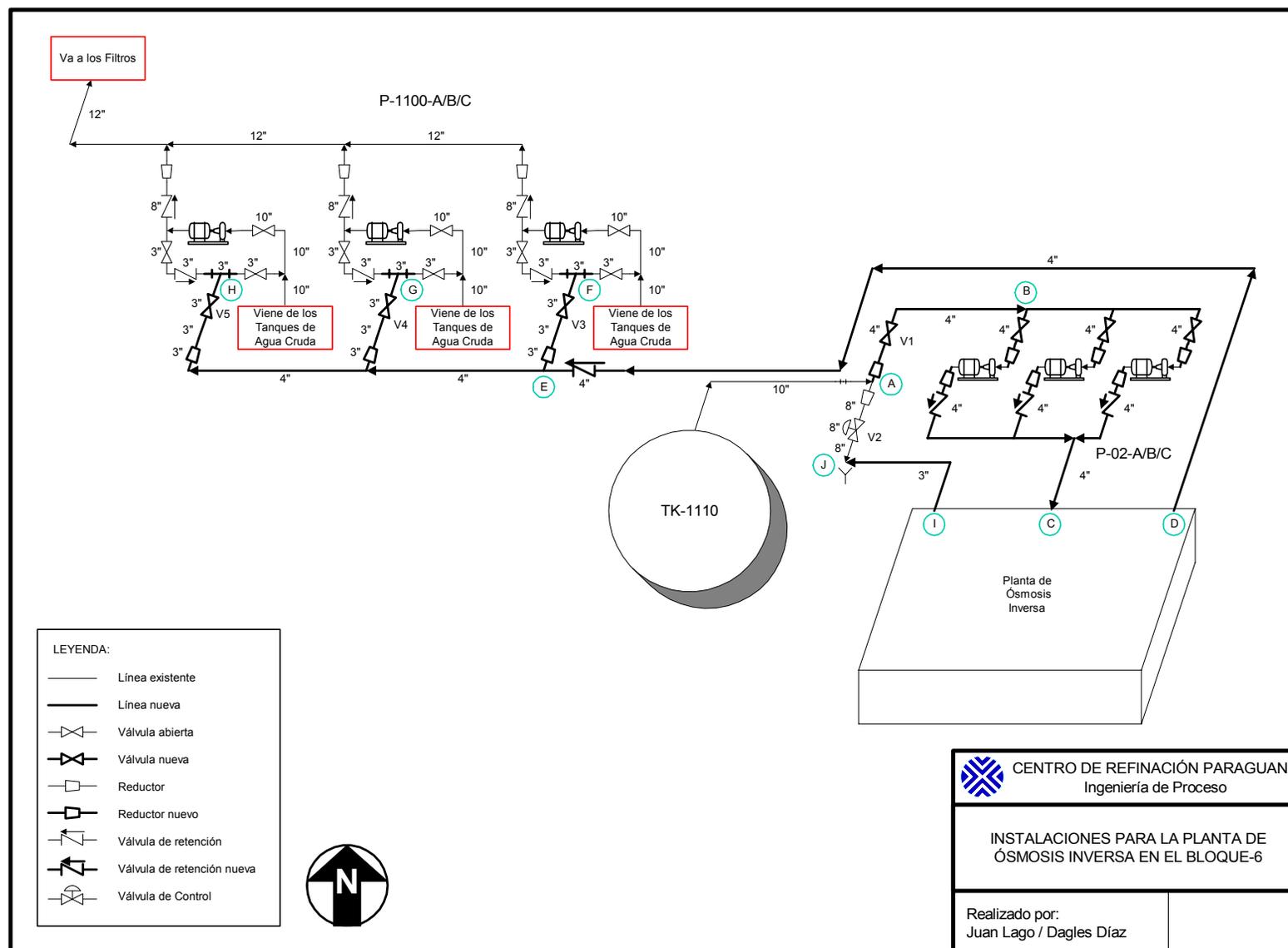


Figura 5.16. Instalaciones para la planta de ósmosis inversa en el Bloque-6.

6. Colocar una válvula de retención de 4" de diámetro en el tramo D-E.
7. Instalar tres tramos de tuberías de 3" de diámetro y 15 pies de longitud cada uno, con sus respectivas válvulas de paso rápido (V3, V4 y V5) y reducciones de 4" de diámetro a 3" de diámetro en los tramos E-F, E-G y E-H.
8. Instalar una "T" de 3" de diámetro en cada uno de los puntos F, G y H.
9. Colocar una línea de 3" de diámetro y 40 pies de longitud, para enviar el concentrado de la planta de ósmosis inversa al mismo punto de desagüe del TK-1110, mostrado en el tramo I-J de la figura.

Es importante resaltar que todos los tramos de tuberías antes mencionados son de acero al carbono con revestimiento interno de polipropileno, y de acuerdo a las presiones y temperaturas de operación corresponden a la especificación de Rating 150 (LAGOVEN, 1979) que resisten hasta una temperatura de 100 °F y una presión de 285 psig. La hoja de especificación de las nuevas líneas se indica en la figura 9.18 en el apéndice E, la cual se llenó siguiendo las indicaciones de las normas PDVSA (LAGOVEN, 1987).

El servicio más importante de las nuevas instalaciones es la electricidad que se requiere para la operación de cada bomba P-02-A/B/C y la operación de la planta de ósmosis inversa. Todas estas cantidades de energía serán tomadas de la sub-estación eléctrica 65A ubicada en DMAY-3.

La filosofía para la alimentación y descarga de la planta de ósmosis inversa de DMAY-3 será indicada haciendo uso de la figura 5.16.

- Para la alimentación de la planta de ósmosis inversa se debe abrir la válvula V1 y las válvulas de succión y alimentación de las bombas P-02-A/B/C que se van a colocar en funcionamiento.
- Se debe cerrar la válvula V2 de descarga del TK-1110 para evitar pérdida de fluido.
- El agua de producción de la planta de ósmosis inversa será destinada a las bombas de alimentación de la planta DMAY-3 por medio de las válvulas V3, V4 y V5 que deben estar abiertas.

Como medida de seguridad se podrán descargar volúmenes de agua del TK-1110 al desagüe a través de la válvula V2. Adicionalmente el TK-1110 cuenta con una línea al desagüe para descargar volúmenes de agua cuando se haya superado el nivel máximo.

En caso de requerirse una prueba en campo para llevar a punto las nuevas plantas de tratamiento de ósmosis inversa, se estableció que el sitio más idóneo para la prueba era en el Bloque-11 por las facilidades existentes de las instalaciones de DMAY-1.

Con los modos de recuperación de agua propuestos en este estudio, tanto para el agua a recuperar sin tratamiento (evaluando el proceso actual de regeneración de las resinas) y con tratamiento (empleando tecnologías de desalación), se tiene que son minimizados los desechos de las regeneraciones de las resinas de las plantas desmineralizadoras en un 70%, es decir, que ahora serán desechados 125 gpm de los 420 gpm originales.

---

## CAPÍTULO VI. CONCLUSIONES

A continuación se presentan las conclusiones obtenidas en el desarrollo de los objetivos propuestos en este proyecto:

1. Los procesos de regeneración de las resinas existentes en DMAY-2 son menos eficientes que los procesos de regeneración de las resinas presentes en DMAY-3.
2. Actualmente son desechados 420 gpm de agua a la bahía de Amuay provenientes del proceso de regeneración de las resinas de ambas plantas desmineralizadoras. El caudal desechado corresponde a 241 gpm en la planta DMAY-2 y 179 gpm en la planta DMAY-3.
3. Los pasos completos de las regeneraciones de las resinas que pueden ser recuperados sin la aplicación de tratamiento son: “servicio CAD - 1er contralavado CAF” y “contralavado CAD - disponible CAF” en los intercambiadores catiónicos de DMAY-2, “1er contralavado” y “precalentamiento” en los intercambiadores aniónicos de DMAY-2, “servicio CAD - lavado superficial CAF” y “contralavado CAD” en los intercambiadores catiónicos de DMAY-3.
4. La cantidad de agua que representan los pasos a ser recuperados sin tratamiento son 29 gpm en DMAY-2 y 12 gpm en DMAY-3, lo cual hace un total de 41 gpm entre ambas plantas desmineralizadoras.
5. El único paso de la regeneración de las resinas que se puede recuperar en una fracción de tiempo, es el contralavado de los intercambiadores aniónicos de DMAY-3, pero por representar un volumen de agua muy pequeño (1,1 gpm) no se justifica su recuperación.
6. Al comparar los análisis realizados a los pasos a recuperar en los intercambiadores catiónicos de ambas plantas desmineralizadoras, se tiene que las calidades que presenta el agua de los pasos de la planta DMAY-3 son mejores

que los de DMAY-2, adjudicando la diferencia al modo de inyección de químico que se tiene en los intercambiadores catiónicos con resina fuerte.

7. La mejor opción de las alternativas estudiadas para destinar los pasos a recuperar de las regeneraciones de las resinas son los tanques de agua recuperada existentes en cada planta desmineralizadora, para luego ser alimentados a las plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2/3). Al mismo tiempo se descartan las posibilidades de enviarlas a los tanques de agua cruda, torres de enfriamiento y plantas desmineralizadoras.
8. En el balance de masa del análisis físico-químico de los tanques de agua recuperada considerando los pasos a recuperar de la regeneración de las resinas se tiene que el tanque de agua recuperada de DMAY-2 presentará mayores fluctuaciones que el tanque de agua recuperada de DMAY-3.
9. En el estudio del comportamiento hidráulico de los tanques de agua recuperada al recibir los nuevos afluentes de los pasos a recuperar sin tratamiento se determinó que no será afectado el caudal actual bombeado a las plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2/3).
10. El agua a recuperar de los pasos de la regeneración de las resinas de la planta DMAY-2 puede ser enviado a las plantas de ablandamiento en caliente siempre y cuando sólo sea alimentado en una proporción no mayor al 30% de agua del tanque de agua recuperada de DMAY-2. Además, se tiene que el agua a recuperar en la regeneración de las resinas de DMAY-3 puede ser alimentado en cualquier proporción con agua cruda y/o agua del tanque de agua recuperada de DMAY-2.
11. En caso de un aumento en el número de regeneraciones mensuales (12) consideradas en este proyecto las consideraciones aquí estudiadas no son afectadas en gran magnitud, es decir, que hidráulicamente los tanques de agua recuperada no requerirán de cambiar su modo de operar la bomba de batch a continua. Además la química de las operaciones y procesos unitarios que integran

las plantas WZAY-2/3 no se verán afectados, siempre y cuando se mantenga la relación de entrada de agua cruda, agua de DMAY-2 y DMAY-3, presentada en este estudio.

12. Al evaluar el impacto de los pasos a recuperar en las plantas de ablandamiento en caliente se tiene que a medida que se aumenta la cantidad de agua de los tanques de agua recuperada a la entrada de las plantas, el consumo de soda cáustica en el asentador aumenta y el de cal disminuye.
13. Al estudiar el impacto de los pasos a recuperar en las plantas de ablandamiento en caliente N° 2 y 3 para la relación máxima permisible de alimentación se tiene que los equipos de intercambio catiónico ciclo sodio (que forman parte de las plantas) disminuyen el tiempo de operación en aproximadamente un 10%.
14. El potencial ahorro asociado a la recuperación de agua sin tratamiento en los pasos a recuperar de las regeneraciones de las resinas es de **41,7 MM Bs. al año**, sin considerar las implicaciones económicas de las instalaciones necesarias para realizar la recuperación de ésta agua.
15. Luego de realizar el levantamiento en el área, se tiene que las instalaciones requeridas para la recuperación del agua sin tratamiento en DMAY-2 están conformadas por una línea de tubería de 10 pies de longitud y dos válvulas de bloqueo, mientras en DMAY-3 se requiere de una línea de 6 pies de longitud y tres válvulas de bloqueo, cada una de las instalaciones con sus respectivos accesorios.
16. Al realizar el balance de masa para el contenido de los tanques de neutralización de las plantas desmineralizadoras considerando los pasos a recuperar de las regeneraciones de las resinas se obtuvo un aumento en la concentración de los iones ya que se almacenará una menor cantidad de agua, que posee una mayor concentración de iones.

17. Para el resto del agua desechada en el proceso de regeneración de las resinas que no puede ser reutilizada sin tratamiento, se determinó que la opción tecnológica que mejor se adapta a las consideraciones técnico-económicas evaluadas es la “ósmosis inversa” con una ponderación global de 85%.
18. El tratamiento del contenido de los tanques de neutralización de las plantas desmineralizadoras se realizará por medio de dos módulos de ósmosis inversa uno para cada planta, hasta obtener una calidad igual o mejor al agua cruda.
19. Las mejores alternativas para la disposición del agua producida por los módulos de ósmosis se dispondrá en el caso de DMAY-2 hacia las plantas WZAY-2/3, y en el caso de DMAY-3 a la entrada de la misma planta, por medio de la recirculación de las bombas de alimentación.
20. Con respecto a los efluentes concentrados de cada módulo de ósmosis inversa serán destinados en DMAY-2 al desagüe ubicado debajo del rack de tuberías de DMAY-1, y en el caso de DMAY-3 se enviarán al actual punto de desagüe del agua neutralizada, es decir, al lado del tanque de neutralización TK-1110.
21. La concentración del agua desechada (rechazo) de los módulos de ósmosis inversa cumplen con la normativa ambiental vigente establecida en el Decreto N° 883, por lo que se podrán descargar en la bahía de Amuay.
22. La planta de ósmosis inversa a ser asignada para el tratamiento del agua del tanque de neutralización de DMAY-2 operará de manera continua con un caudal de operación de 200 gpm, utilizando el TK-68 como tanque pulmón, las bombas P-1522-A/B/C para el trasegado de agua del TK-1010 al TK-68 y algunas de las facilidades de DMAY-1.
23. Si la recuperación de los pasos en DMAY-2 propuestos en la primera etapa de recuperación de agua de esta investigación no es considerada o si se tiene una mayor cantidad de regeneraciones que las planteadas en este estudio (12

regeneraciones mensuales por equipo de intercambio iónico) entonces en el TK-1010 se deberá desechar el exceso del volumen de agua al desagüe.

- 24.** La planta de ósmosis inversa para el tratamiento del contenido del tanque de neutralización de DMAY-3 se operará de manera intermitente con un caudal de operación de 600 gpm.
  
- 25.** Con los modos de recuperación de agua propuestos en este estudio, tanto para el agua a recuperar sin tratamiento y con tratamiento, se tiene que son minimizados los desechos de las regeneraciones en un 70%, es decir que ahora serán desechados 125 gpm de los 420 gpm originales. Además se puede señalar que los nuevos efluentes no modificarán las características de su cuerpo receptor (bahía de Amuay).

---

## **CAPÍTULO VII. RECOMENDACIONES**

A fin de disminuir los volúmenes de agua desechados en las regeneraciones de las resinas, además de obtener resultados óptimos en la instalación y operación de las nuevas plantas de tratamiento para el efluente de los tanques de neutralización, se proponen las siguientes recomendaciones:

1. En la recuperación de los pasos de los intercambiadores catiónicos, se recomienda que estos equipos sean sacados de operación luego de que se agoten ambas resinas catiónicas, para que de esta manera en los pasos de contralavado y lavado superficial no exista intercambio iónico, lo cual implica que no varíen los valores de conductividad y pH del agua alimentada.
2. En la recuperación de los pasos de los intercambiadores aniónicos en DMAY-2, se sugiere que estos equipos sean sacados al tener las primeras señales de agotamiento, esto permitirá que las resinas no estén completamente agotadas en los pasos de contralavado y precalentamiento, permitiendo un intercambio de iones que disminuya la carga de los aniones y la conductividad, y un aumento del pH a valores neutros.
3. Debido a que el paso de desplazamiento de los intercambiadores aniónicos de DMAY-3 presentó en los análisis físico-químicos un alto contenido de sólidos suspendidos totales, se recomienda colocar un nuevo paso en la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3, este paso consiste en un contralavado previo a la inyección del regenerante, con el fin de remover todos los sólidos suspendidos y finos acumulados durante el período normal de operación. Por el estudio presentado este nuevo paso tendrá una conductividad igual o menor al agua decarbonada y un pH mayor al agua decarbonada, por tanto se destinará a las plantas de ablandamiento en caliente (WZAY-2/3) realizando cambios en el PLC para desviar el agua del TK-1110 al TK-1111.

4. Se recomienda que las regeneraciones de los intercambiadores aniónicos de ambas plantas sean regeneradas a modo contracorriente, esto es debido a que en el modo actual (cocorriente) se regenera primero la resina aniónica base débil y el efluente de éste es el que regenera la resina base fuerte, de esta manera se pierde tiempo y cantidad de inyección de químico. El cambio recomendado permitirá que la resina aniónica base fuerte que es la más difícil de regenerar lo haga primero, y el efluente de éste sea alimentado a la resina aniónica base débil que es más fácil de regenerar, disminuyendo la cantidad y el tiempo de inyección de hidróxido de sodio.
5. Se recomienda realizar un estudio que permita aumentar los flujos volumétricos y tiempos de duración de los pasos de la regeneración de las resinas de las plantas desmineralizadoras que van a ser recuperados con la finalidad de proporcionarle un mayor tiempo potencial de producción y vida útil de las resinas.
6. Arreglar los analizadores de sílice existentes en las plantas desmineralizadoras con la finalidad de llevar un mejor control de las variables del proceso.
7. Con la recuperación de algunos de los pasos de la regeneración de las resinas los tanques de agua recuperada de las plantas desmineralizadoras recibirán un mayor volumen al que reciben actualmente, sumado con el hecho de que actualmente la operación de encendido y apagado de las bombas de descarga de los mismos se está realizando de forma manual se recomienda realizar el mantenimiento al sistema automático (sensores y alarmas de nivel) de arranque y parada de las bombas de descarga de los tanques de agua recuperada para que operen de manera automática.
8. Al recuperar el agua de los pasos de la regeneración de las resinas el personal de operaciones debe de tomar las precauciones pertinentes para restringir el flujo de agua del TK-1011 a las plantas WZAY-2 y WZAY-3 en una relación volumétrica no mayor al 30% del caudal total alimentado a cada planta.

9. En la recuperación del agua sin tratamiento por los resultados teóricos obtenidos se requiere de una prueba de campo en las plantas WZAY-2/3 con el fin de optimizar el consumo de químicos (cal, cáustico y salmuera) respecto a la relación de la alimentación de los nuevos pasos a recuperar. Se recomienda que dicha prueba se realice en WZAY-3 por manejar un mayor caudal dando mayor flexibilidad a la relación de agua a alimentar.
  
10. Realizar la ingeniería de detalle de las instalaciones propuestas para desviar los nuevos pasos a recuperar de los tanques de neutralización a los tanques de agua recuperada de cada una de las plantas desmineralizadoras.
  
11. Realizar el análisis de costos de las instalaciones propuestas para recuperar los pasos de la regeneración de las resinas sin la aplicación de tratamiento. De esta manera se estimarían al 100% las ganancias o pérdidas para recuperar los pasos.
  
12. Realizar de nuevo la solicitud de una propuesta técnico-económica a las empresas que ofrezcan la tecnología de ósmosis inversa con la finalidad de evaluar un mayor número de ofertas.
  
13. Si para recuperar el agua del tanque de neutralización de DMAY-2 se requiere como pretratamiento la remoción de bicarbonatos entonces se debe realizar la evaluación del descarbonador (D-1503) de DMAY-1 el cual se encuentra desincorporado.
  
14. Luego de realizar la ingeniería básica y de detalle de la planta de ósmosis inversa, se recomienda realizar la evaluación del impacto en los procesos aguas abajo para el agua de producción de la planta de ósmosis inversa.
  
15. Se recomienda emplear la curva de predicción de concentraciones de iones calcio y carbonato del agua clarificada del asentador para futuros estudios del comportamiento del asentador.

- 16.** Luego de realizar la ingeniería básica y de detalle de los módulos de ósmosis inversa se recomienda realizar la evaluación de costos del impacto en la química de los procesos aguas abajo, las instalaciones requeridas para instalar los módulos de ósmosis inversa y los costos de los módulos de ósmosis inversa para definir el costo del agua recuperada en las nuevas plantas de tratamiento.
- 17.** Una vez lograda la especificación de los módulos de ósmosis inversa se deben de verificar las instalaciones y servicios preliminares propuestas en este estudio de manera de completar la ingeniería de detalle.
- 18.** Antes de la puesta en marcha de las plantas de ósmosis inversa se recomienda desplazar con agua las líneas a ser usadas tanto de las instalaciones nuevas y existentes en DMAY-1, así como las nuevas a ubicar en DMAY-3.
- 19.** Se recomienda estudiar nuevas alternativas en los procesos existentes dentro de la refinería para destinar las corrientes de concentrado de las plantas de ósmosis inversa, tal como el regado de coque.
- 20.** Realizar un estudio de posibilidades que permitan recuperar una mayor cantidad de agua y obtener un valor agregado de las sales que se pueden hallar en el efluente concentrado de las plantas de ósmosis inversa.

---

## CAPÍTULO VIII. BIBLIOGRAFÍA

A continuación se señalan las diversas referencias bibliográficas consultadas para el desarrollo de éste Trabajo Especial de Grado:

APHA - American Pollution Health Association. **Standard Methods for the examination of water and wastewater**. Vigésima edición. Estados Unidos. 1998.

CREOLE PETROLEUM CORPORATION. **Manual de operaciones de instalaciones de servicios**. Sección 7: Planta de tratamiento de agua (Unidad de ablandamiento en caliente - zeolita N° 3 WZAY-3). Refinería de Amuay. Judibana, Venezuela. 1970. p.p. 7-01 a 7-87.

FISHMAN, M. J., and Friedman, L. C. **Methods for determination of inorganic substances in water and fluvial sediments: Techniques of Water-Resource Investigations of the U. S. Geological Survey**. 1989. Book 5, Chap. A1, p.p. 545. Información consultada en julio del 2002 en <http://www.centerx.gseis.ucla.edu>

GACETA OFICIAL DE LA REPÚBLICA DE VENEZUELA. N° 5.021 Extraordinario. **Normas para la clasificación y el control de la calidad de los cuerpos de agua y vertidos o efluentes líquidos**. Impreso por la Imprenta Nacional y Gaceta Oficial. Caracas, 18 de diciembre de 1995.

GONZÁLEZ, J. C. y otros. **Tratamientos externos e internos del agua para calderas**. Departamento de Ingeniería de Procesos. E. T. S. I. I. de las Palmas de Gran Canaria, España. Junio, 2000. p.p. 147-156. Información consultada en julio del 2002 en <http://www.energuia.com>

LAGOVEN S.A. **Prácticas de diseño EXXON**. Refinería de Amuay. Judibana, Venezuela. Julio, 1979. Sección II. p.p. 21.

LAGOVEN S.A. **Manual de Operaciones de Instalaciones Auxiliares.** Sección II: instalaciones para el tratamiento de agua de alimentación de calderas y suministro de agua fresca (Unidad Desmineralizadora N° 2 DMAY-2). Refinería de Amuay. Judibana, Venezuela. 1980. p.p. 1-113.

LAGOVEN S.A. **Manual de Especificaciones de Proceso.** Grupo de Ingeniería de Procesos. Refinería de Amuay. Judibana, Venezuela. Marzo, 1987. Sección: hojas de especificaciones. Materia: líneas y tuberías (EP-050-002).

LAGOVEN S.A. **Estudio de factibilidad para instalar una planta desalinizadora en la Refinería de Amuay.** Tomo I: Selección del proceso. Judibana, Venezuela. Abril, 1988. p.p. 1-201.

LAGOVEN S.A. **Guía de contacto para los ingenieros de instalaciones auxiliares.** Refinería de Amuay. Judibana, Venezuela. Febrero, 1990. Sección 1, 4 y 5.

LAGOVEN S.A. **Manual de Operaciones Unidad Desmineralizadora N° 3 (DMAY-3).** Refinería de Amuay. Judibana, Venezuela. Mayo, 1993. Sección I. p.p. 1-4; 11-33. Sección II. p.p. 1-13.

LEÓN, Akarantair y Merwin Molina. **Modelo del sistema de alimentación de agua a las calderas de la Refinería de Amuay.** Trabajo Especial de Grado. Universidad Rafael Urdaneta. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Maracaibo. Diciembre, 1998. p.p. 1-2.

LIPESA. **Tratamiento químico del agua.** Editorial Impregraf. Segunda edición. Caracas. 1998. p.p. 79-111.

MIRELES, Juan P. **Alternativas para recuperar el agua de neutralización de las plantas desmineralizadoras (DMAY-2/3) del CRP-Amuay.** Refinería de Amuay. Documento técnico: AMGIP-00-0691. Septiembre, 2000.

MONGES, Carlos. **Resinas de intercambio iónico.** 2002.

NALCO CHEMICAL COMPANY. Kemner, Frank N. y John McCallion. **Manual del agua: su naturaleza, tratamiento y aplicaciones**. 1era edición en español. Tomo I. Editorial Mc Graw Hill. México. 1993. p.p. 3-1 a 3-19. 4-1 a 4-23. 6-1 a 6-26. 10-1 a 10-19. 12-1 a 12-39.

PETRAS, Dennis. **Hot process vs. Demineralization for intermediate pressure boiler feedwater makeup**. Product Manager Deaerator and Hot Process Sales Graver Water Union. Present at: 26<sup>th</sup> Annual Liberty Bell Corrosion Course. Philadelphia, Pennsylvania. September 26-28, 1988. p.p. 1-17.

RG SYSTEMS. **Fundamentos de la ósmosis inversa**. Departamento técnico de RG Systems. Zaragoza, España. Abril, 2002. p.p. 1-54. Información consultada en julio del 2002 en <http://www.rgsystems.org>

ROHM & HAAS. Software IXCALC de Rohm & Haas. Versión 1.2.0. Año: 2002.

STATON, Jaime. Ingeniero de Aplicaciones Latinoamérica & Caribe. Representante técnico de la empresa Ecolochem Internacional, Inc. Consultado en octubre-noviembre del 2002.

UCHE, Francisco. **Análisis termoeconómico y simulación de una planta combinada de producción de agua y energía**. Universidad de Zaragoza. Departamento de Ingeniería Mecánica. Zaragoza. Marzo, 2000. p.p. 31-46.

URRUTIA, Francisco. **Evolución global de la capacidad instaladora de plantas desaladoras**. Artículo publicado en Noticias AEDyR (Asociación Española de Desalación y Reutilización). Ejemplar N° 1. Madrid, España. Marzo, 2001. p.p. 2-5. Información extraída de <http://www.aedyr.com>, en julio del 2002.

VALERO, Antonio. **La desalación como alternativa al PHN (Plan Hidrológico Nacional)**. Trabajo realizado por el Centro de Investigación de recursos y consumos energéticos (CIRCE) y la Universidad de Zaragoza. Zaragoza, España. Enero, 2001. p.p. 1-108. Información consultada en julio del 2002 en <http://circe.cps.unizar.es>

VILCHEZ, Euclides. **Curso sobre tratamiento de aguas industriales dirigido a ingenieros y técnicos que se desempeñan en esta área.** Calgon Interamerican, C. A. Maracaibo, Venezuela. Agosto, 1989. p.p. 70-89.

## CAPÍTULO IX. APÉNDICES

### IX.1. APÉNDICE A. ANÁLISIS DE LOS PASOS QUE NO SON RECUPERABLES SIN TRATAMIENTO

**Tabla 9.1.** Análisis de los pasos no recuperables sin tratamiento de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-2.

ANÁLISIS	Caso base		Paso		
	Agua cruda	Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF	Servicio CAD - 2do contralavado CAF	Enjuague CAD - Enjuague CAF	Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF
Calcio (mg/l)	50,1	652,5	8,0	1,6	1,6
Magnesio (mg/l)	6,8	87,0	19,7	3,7	1,9
Sodio (mg/l)	18,0	134,1	11,9	3,1	0,6
Cloruros (mg/l)	26,6	923,1	104,9	27,7	29,1
Sulfatos (mg/l)	48,4	1.480,0	212,0	212,0	200,0
Fosfatos (mg/l)	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	2000,0	104,0	20,0	12,0
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.	N. D.	N. D.	N. D.
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	N. D.	N. D.	N. D.	N. D.
Hierro total (mg/l)	< 0,1	0,76	0,17	0,07	< 0,03
Potasio (mg/l)	2,56	25,90	1,85	0,97	0,13
Cobre (mg/l)	< 0,01	0,04	< 0,01	< 0,01	< 0,01
Acidez a pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	600,0	360,0	90,0	30,0
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	5,3	6,7	8,0	4,0
Turbidez (NTU)	1,0	< 1,0	1,0	1,0	< 1,0
pH	7,85	1,10	1,13	1,51	2,00
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	6.020,0	3.560,0	4.360,0	1.320,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	< 1,0	14,0	10,0	15,0	14,0
Nitratos (mg/l)	0,06	0,14	0,15	0,10	0,13

**Nota:** N. D. = No Detectado.

**Fuente:** Laboratorio SERVIAMBCA.

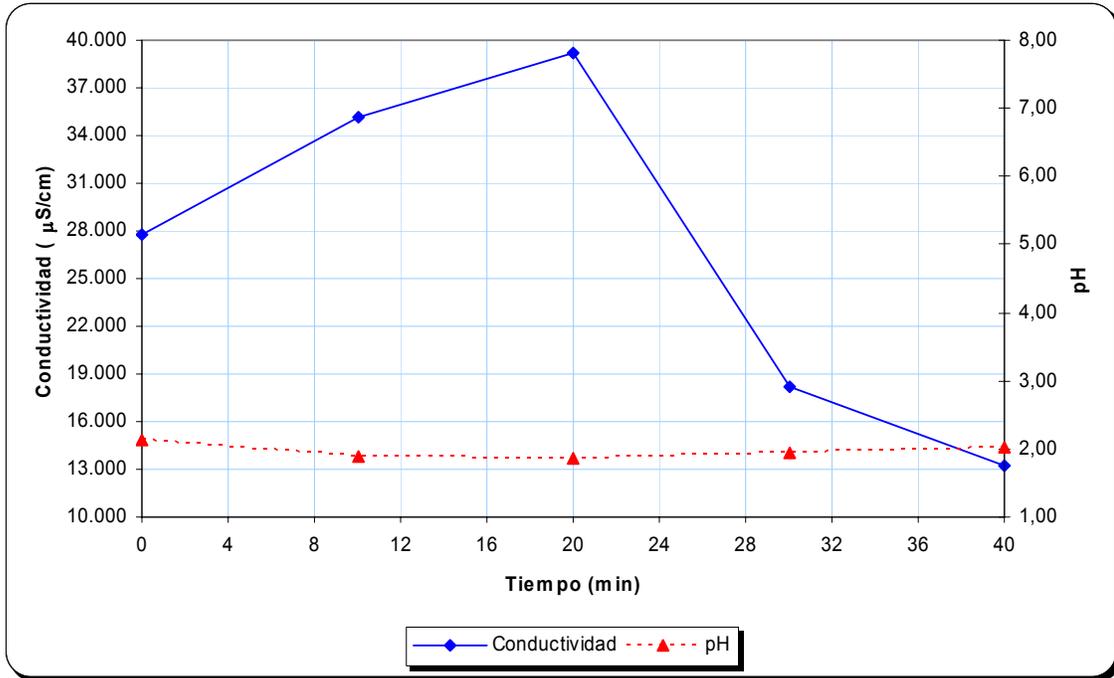


Figura 9.1. Comportamiento del efluente del paso: Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF de DMAY-2.

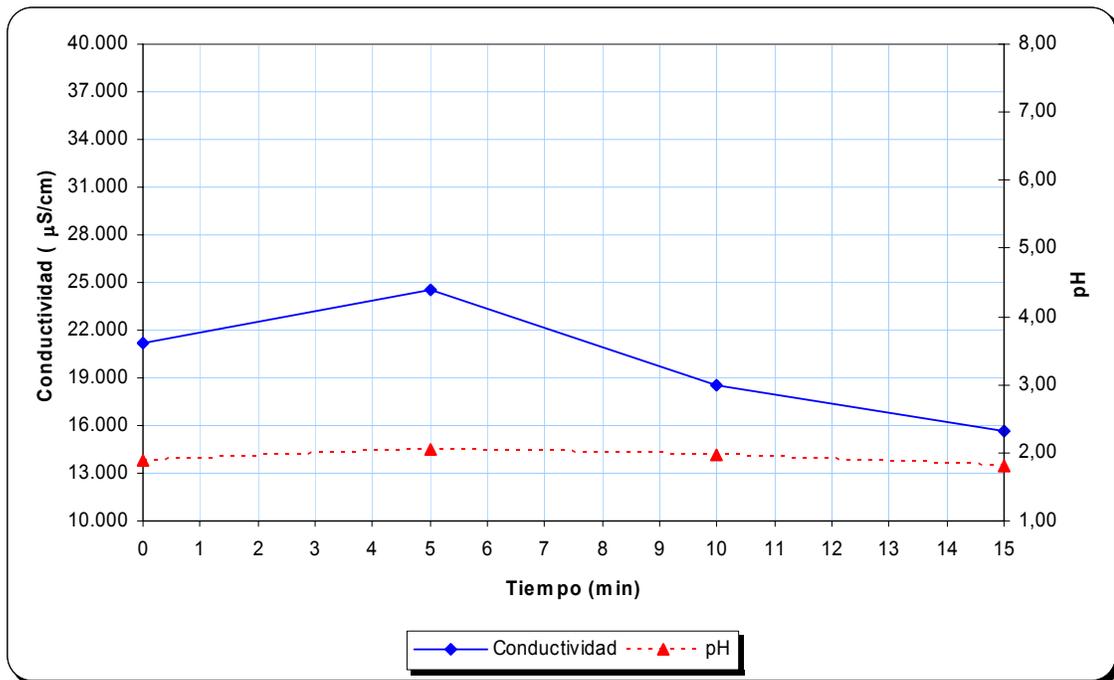


Figura 9.2. Comportamiento del efluente del paso: Servicio CAD - 2do contralavado CAF de DMAY-2.

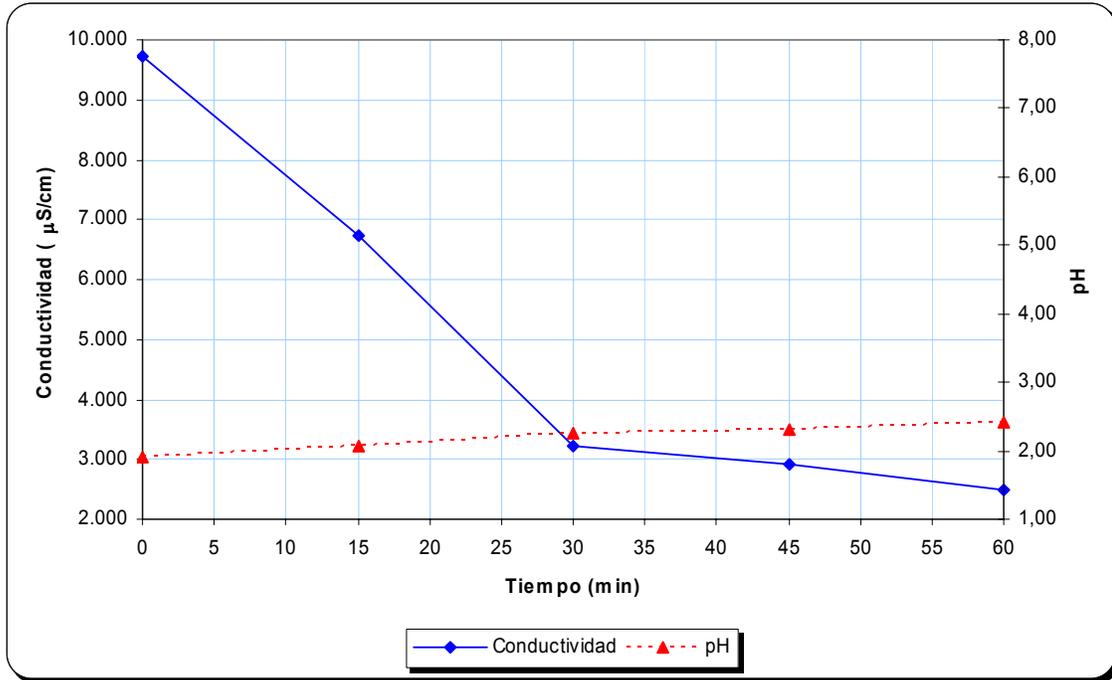


Figura 9.3. Comportamiento del efluente del paso: Enjuague CAD - Enjuague CAF de DMAY-2.

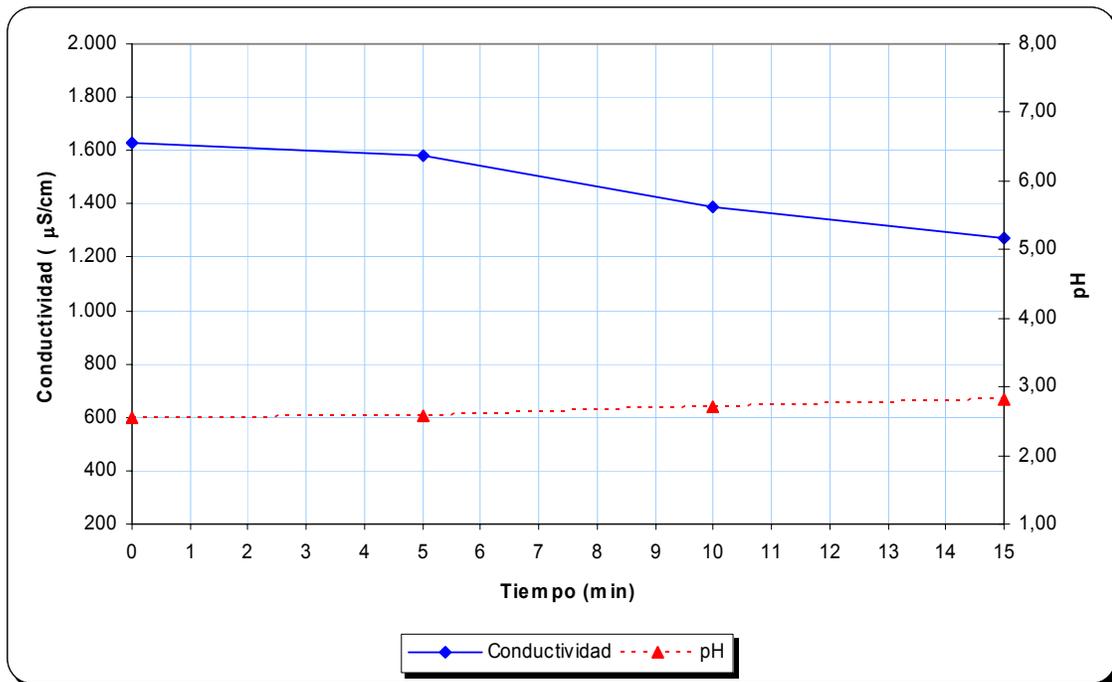


Figura 9.4. Comportamiento del efluente del paso: Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF de DMAY-2.

**Tabla 9.2.** Análisis de los pasos no recuperables sin tratamiento de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2.

ANÁLISIS	Caso base	Paso		
	Agua cruda	Desplazamiento	2do contralavado	Enjuague a neutralización
Calcio (mg/l)	50,1	26,7	< 1,6	0,8
Magnesio (mg/l)	6,8	40,4	< 1,0	< 1,0
Sodio (mg/l)	18,0	13.586,0	528,8	127,0
Cloruros (mg/l)	26,6	3.296,9	170,0	73,7
Sulfatos (mg/l)	48,4	15.200,0	60,0	210,0
Fosfatos (mg/l)	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	233,0	4,0	4,0
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	10.200,0	800,0	400,0
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	1.700,0	400,0	300,0
Hierro total (mg/l)	< 0,1	0,50	< 0,03	< 0,03
Potasio (mg/l)	2,56	4,80	0,77	0,46
Cobre (mg/l)	< 0,01	0,3	0,08	< 0,01
Acidez a pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.	N. D.	N. D.
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	434,4	10,7	2,14
Turbidez (NTU)	1,0	4,7	1,0	2,5
pH	7,85	11,70	11,23	10,76
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	68.300,0	347,0	1.140,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	< 1,0	96,0	6,0	< 0,2
Nitratos (mg/l)	0,06	< 0,1	< 0,1	< 0,1

**Nota:** N. D. = No Detectado.

**Fuente:** Laboratorio SERVIAMBCA.

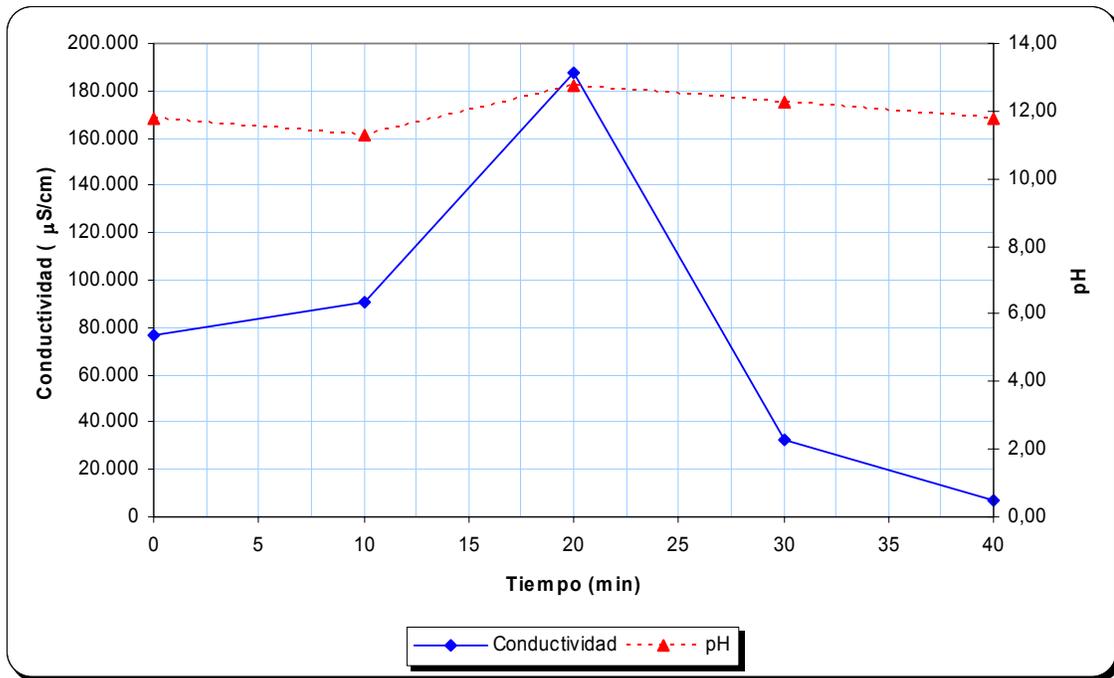


Figura 9.5. Comportamiento del efluente del paso: Desplazamiento ALE de DMAY-2.

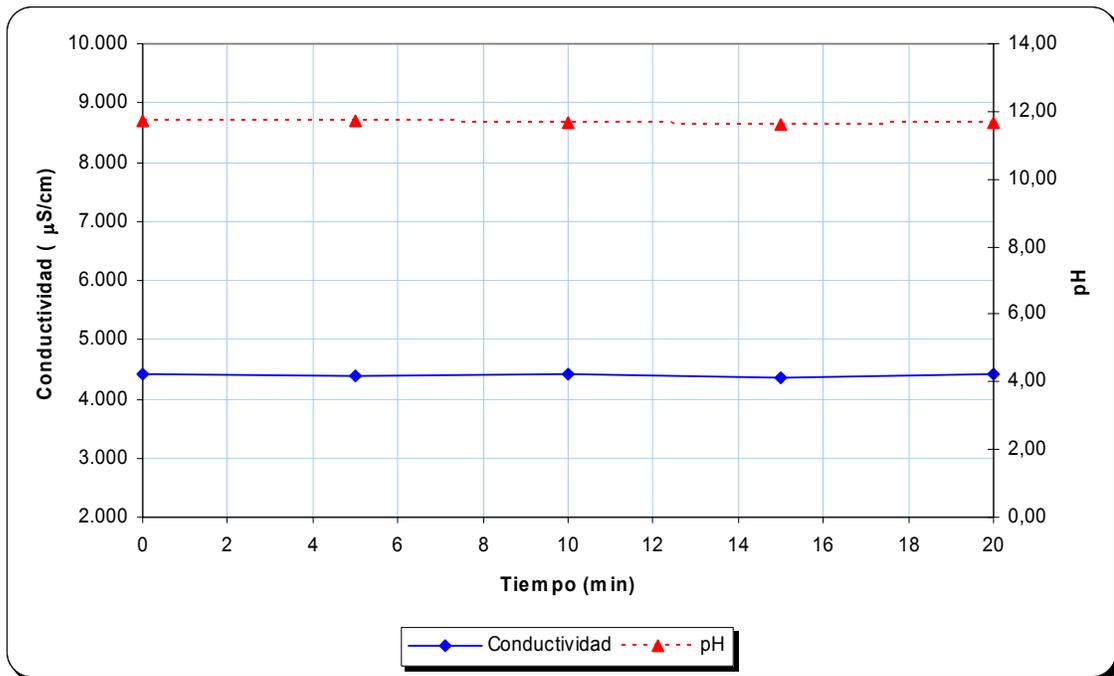


Figura 9.6. Comportamiento del efluente del paso: 2do contralavado ALE de DMAY-2.

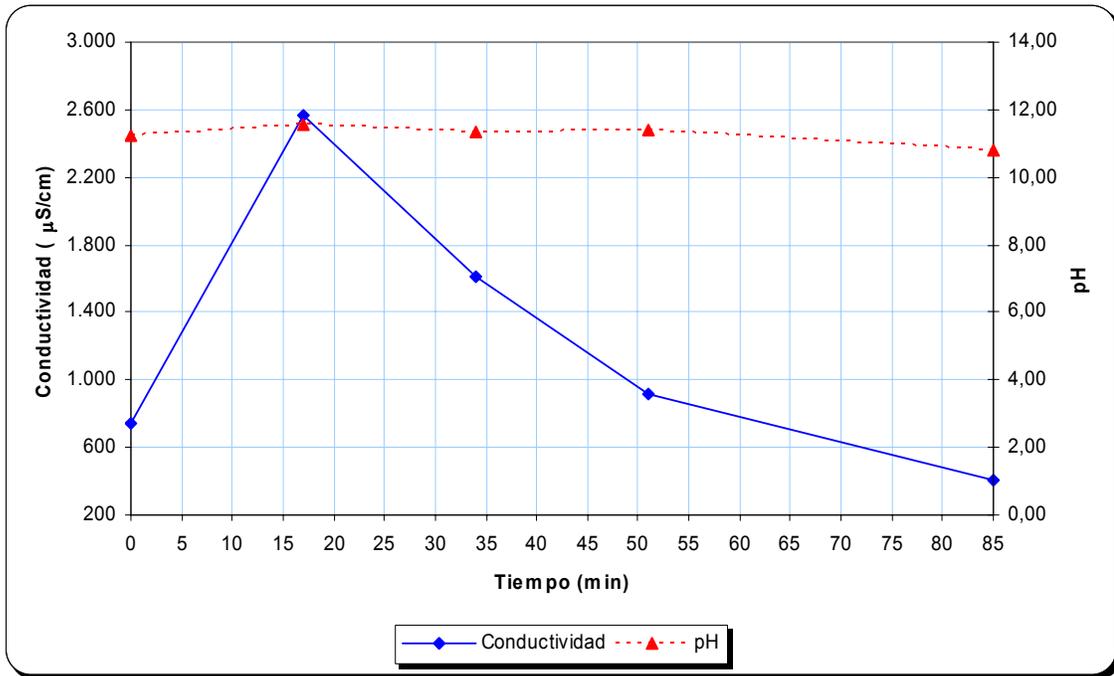


Figura 9.7. Comportamiento del efluente del paso: Enjuague a neutralización ALE de DMAY-2.

**Tabla 9.3.** Análisis de los pasos no recuperables sin tratamiento de la regeneración de las resinas catiónicas de DMAY-3.

ANÁLISIS	Caso base	Paso			
	Agua cruda	Desplazamiento CAD - Desplazamiento CAF	Enjuague CAD - Disponible CAF	Servicio CAD - Enjuague CAF	Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF
Calcio (mg/l)	50,1	505,0	192,4	24,0	1,6
Magnesio (mg/l)	6,8	38,9	48,6	9,7	1,9
Sodio (mg/l)	18,0	47,6	19,9	21,3	1,0
Cloruros (mg/l)	26,6	42,5	14,2	158,8	22,7
Sulfatos (mg/l)	48,4	36,8	42,0	80,0	40,0
Fosfatos (mg/l)	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	1.420,0	680,0	100,0	12,0
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.	N. D.	N. D.	N. D.
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	N. D.	N. D.	N. D.	N. D.
Hierro total (mg/l)	< 0,1	0,20	< 0,03	< 0,03	< 0,03
Potasio (mg/l)	2,56	4,10	2,64	2,07	0,82
Cobre (mg/l)	< 0,01	0,1	< 0,01	< 0,01	< 0,01
Acidez a pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	4.700,0	2.700,0	1.410,0	260,0
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	4,5	4,5	4,5	4,5
Turbidez (NTU)	1,0	< 1,0	< 1,0	< 1,0	< 1,0
pH	7,85	1,90	1,88	1,97	2,53
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	538,0	2.960,0	7.180,0	1.450,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	< 1,0	26,0	4,0	< 2,0	< 2,0
Nitratos (mg/l)	0,06	0,10	0,10	0,10	0,10

**Nota:** N. D. = No Detectado.

**Fuente:** Laboratorio SERVIAMBCA.

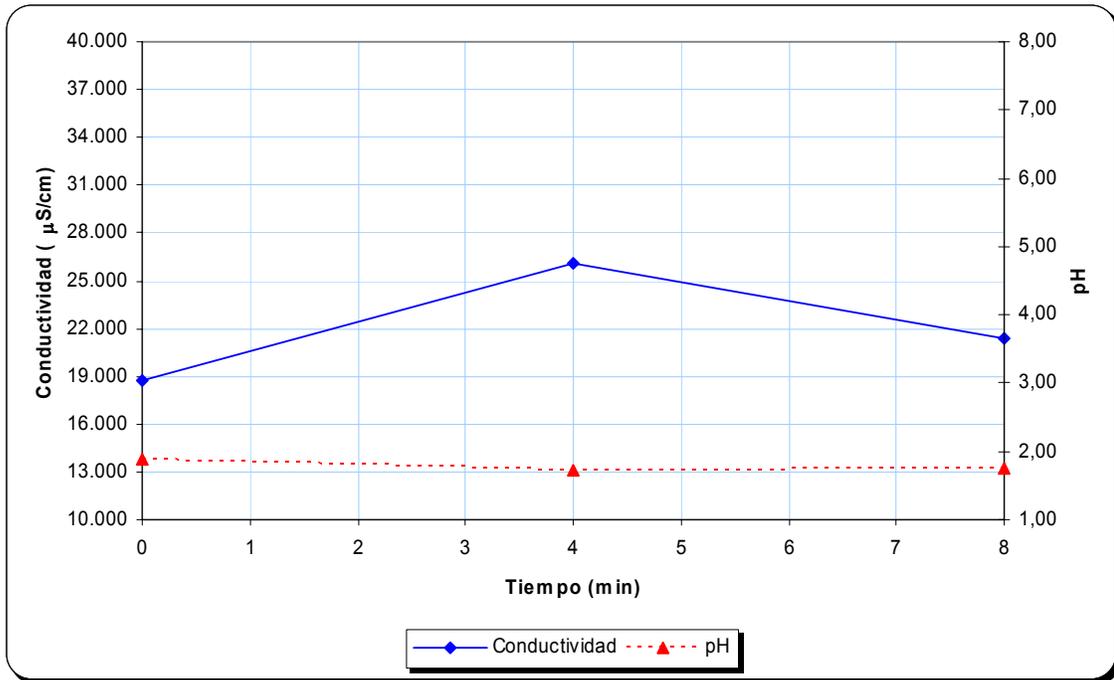


Figura 9.8. Comportamiento del efluente del paso: Desplazamiento CAD-Desplazamiento CAF de DMAY-3.

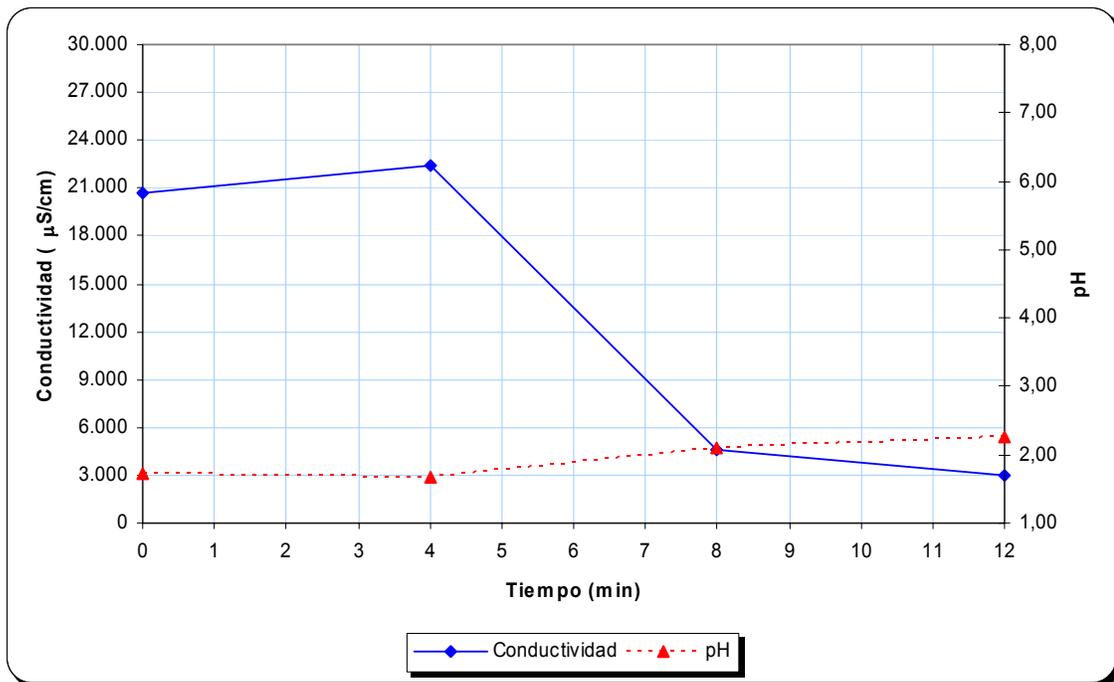


Figura 9.9. Comportamiento del efluente del paso: Enjuague CAD - Disponible CAF de DMAY-3.

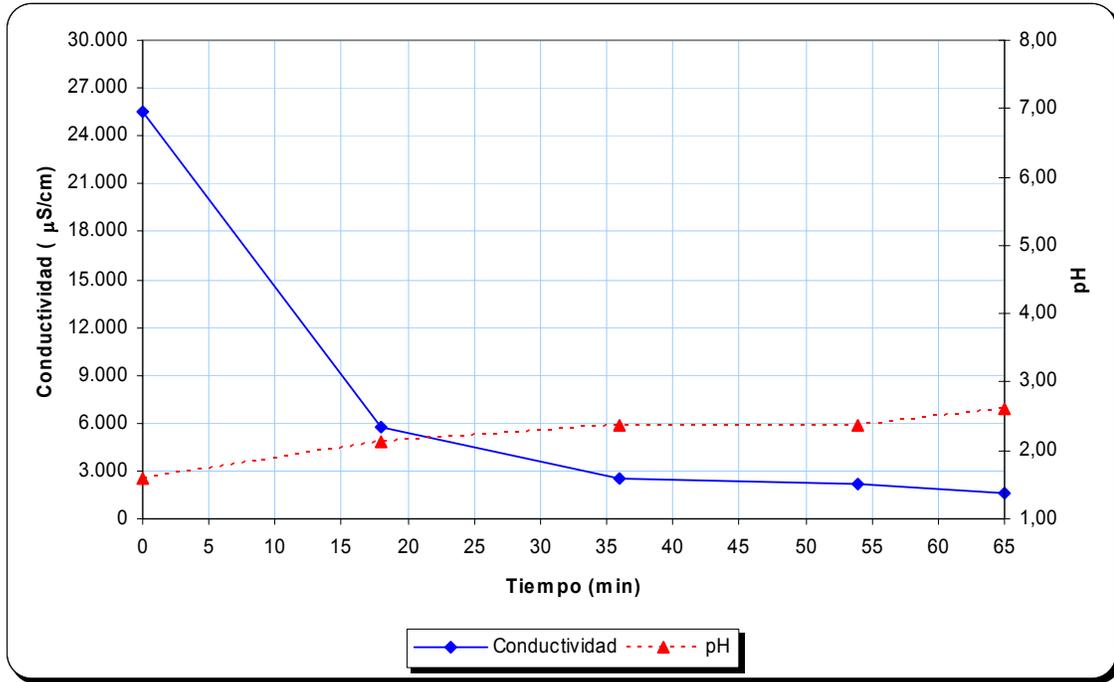


Figura 9.10. Comportamiento del efluente del paso: Servicio CAD - Enjuague CAF de DMAY-3.

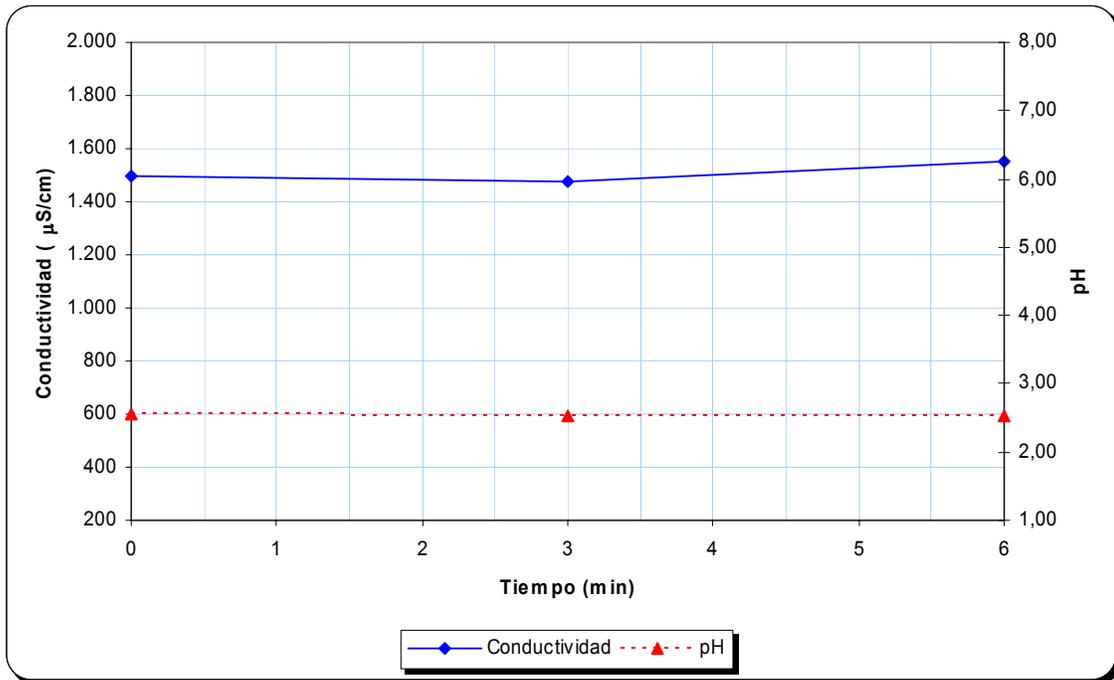


Figura 9.11. Comportamiento del efluente del paso: Pre-servicio CAD - Pre-servicio CAF de DMAY-3.

**Tabla 9.4.** Análisis de los pasos no recuperables sin tratamiento de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3.

ANÁLISIS	Caso base	Paso	
	Agua cruda	Desplazamiento	Enjuague a neutralización
Calcio (mg/l)	50,1	12,0	< 1,6
Magnesio (mg/l)	6,8	2,4	< 1,0
Sodio (mg/l)	18,0	5.248,4	122,4
Cloruros (mg/l)	26,6	779,9	90,7
Sulfatos (mg/l)	48,4	740,0	< 5,0
Fosfatos (mg/l)	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	40,0	8,0
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	30.100,0	300,0
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	1.300,0	500,0
Hierro total (mg/l)	< 0,1	0,10	< 0,03
Potasio (mg/l)	2,56	4,85	0,16
Cobre (mg/l)	< 0,01	0,16	< 0,01
Acidez a pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.	N. D.
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	224,7	< 2,14
Turbidez (NTU)	1,0	< 1,0	< 1,0
pH	7,85	12,50	11,74
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	108.000,0	1.310,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	< 1,0	112,0	< 0,2
Nitratos (mg/l)	0,06	< 0,1	< 0,1

**Nota:** N. D. = No Detectado.

**Fuente:** Laboratorio SERVIAMBCA.

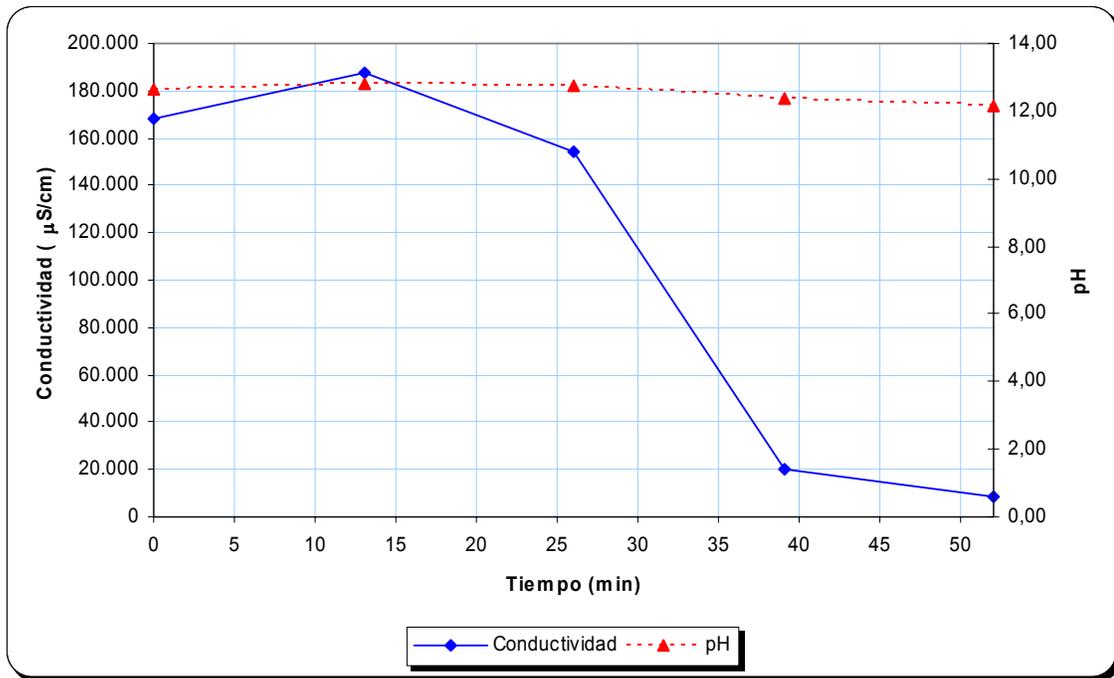


Figura 9.12. Comportamiento del efluente del paso: Desplazamiento ALE de DMAY-3.

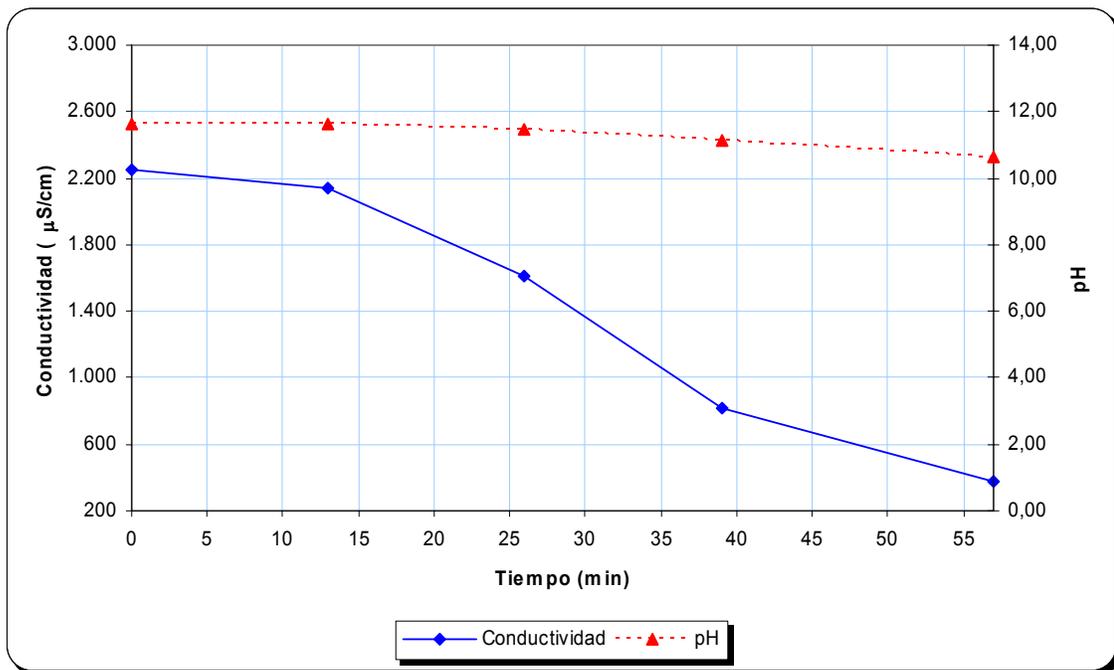


Figura 9.13. Comportamiento del efluente del paso: Enjuague a neutralización ALE de DMAY-3.

## IX.2. APÉNDICE B. ANÁLISIS DE LOS PASOS QUE ACTUALMENTE SON RECUPERADOS

**Tabla 9.5.** Análisis de los pasos actualmente recuperados de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-2.

ANÁLISIS	Caso base	Paso	
	Agua cruda	Enjuague a recuperación	Pre-servicio
Calcio (mg/l)	50,1	< 1,4	< 1,4
Magnesio (mg/l)	6,8	1,2	1,2
Sodio (mg/l)	18,0	9,12	9,12
Cloruros (mg/l)	26,6	0,7	0,7
Sulfatos (mg/l)	48,4	5,6	5,6
Fosfatos (mg/l)	< 0,1	< 0,01	< 0,01
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	5,6	5,6
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	18,0	18,0
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	28,0	28,0
Hierro total (mg/l)	< 0,1	< 0,04	< 0,04
Potasio (mg/l)	2,56	0,23	0,23
Cobre (mg/l)	< 0,01	< 0,01	< 0,01
Acidez a pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.	N. D.
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	< 1,0	< 1,0
Turbidez (NTU)	1,0	1,0	1,0
pH	7,85	10,00	10,00
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	134,0	134,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	< 1,0	3,0	3,0
Nitratos (mg/l)	0,06	< 0,01	< 0,01

**Nota:** N. D. = No Detectado.

**Fuente:** Laboratorio SERVIAMBCA.

**Tabla 9.6.** Análisis de los pasos actualmente recuperados de la regeneración de las resinas aniónicas de DMAY-3.

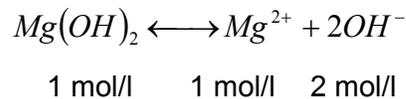
ANÁLISIS	Caso base	Paso		
	Agua cruda	Pre calentamiento	Enjuague a recuperación	Pre-servicio
Calcio (mg/l)	50,1	< 0,8	< 0,8	< 0,8
Magnesio (mg/l)	6,8	1,4	0,9	0,9
Sodio (mg/l)	18,0	0,67	12,08	12,08
Cloruros (mg/l)	26,6	< 1,4	< 1,4	< 1,4
Sulfatos (mg/l)	48,4	< 5,0	< 5,0	< 5,0
Fosfatos (mg/l)	< 0,1	< 0,01	< 0,01	< 0,01
Dureza total (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	170,0	5,6	3,8	3,8
Alcalinidad a la fenolftaleína (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	2,0	30,0	30,0
Alcalinidad al Anaranjado de Metilo (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	118,0	14,0	80,0	80,0
Hierro total (mg/l)	< 0,1	< 0,04	< 0,04	< 0,04
Potasio (mg/l)	2,56	0,07	0,11	0,11
Cobre (mg/l)	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
Acidez a pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.	N. D.	N. D.
Sílice (mgSiO <sub>2</sub> /l)	3,0	< 1,0	< 1,0	< 1,0
Turbidez (NTU)	1,0	1,0	1,0	1,0
pH	7,85	9,24	10,43	10,43
Conductividad (µmhos/cm)	376,0	19,0	81,0	81,0
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	< 1,0	< 1,0	< 1,0	< 1,0
Nitratos (mg/l)	0,06	< 0,01	< 0,01	< 0,01

**Nota:** N. D. = No Detectado.

**Fuente:** Laboratorio SERVIAMBCA.

### IX.3. APÉNDICE C. CONCENTRACIONES DE IONES MAGNESIO E HIDRÓXIDOS EN EL AGUA CLARIFICADA DEL ASENTADOR A PARTIR DEL PRODUCTO DE SOLUBILIDAD

El dato del producto de solubilidad del hidróxido de magnesio a la presión y temperatura de operación del asentador es:  $Kps_{Mg(OH)_2} = 5 \times 10^{-13}$ . A partir de la ecuación química en equilibrio del hidróxido de magnesio se puede obtener la ecuación matemática del producto de solubilidad.



$$Kps_{Mg(OH)_2} = \frac{[Mg^{2+}]^1 [OH^-]^2}{[Mg(OH)_2]^1} \quad (V)$$

Donde:

- $Kps_{Mg(OH)_2}$       Producto de solubilidad del hidróxido de magnesio (adim.).  
 $[Mg^{2+}]$ :            Concentración molar de iones magnesio en mol/l.  
 $[OH^-]$ :              Concentración molar de iones hidróxido en mol/l.  
 $[Mg(OH)_2]$ :        Concentración molar del hidróxido de magnesio en mol/l.

De la expresión matemática anterior se tiene que la concentración del hidróxido de magnesio es igual a cero, por ser un compuesto en solución con bajo producto de solubilidad, por tanto:

$$Kps_{Mg(OH)_2} = [Mg^{2+}]^1 [OH^-]^2$$

Ahora bien como en la disociación del hidróxido de magnesio se tienen 1 mol/l de iones magnesio y 2 mol/l de iones hidróxidos, suponiendo que un mol/l sea igual a X, se tiene:

$$Kps_{Mg(OH)_2} = [X]^1 [2X]^2 = 4X^3$$

Despejando a X y sustituyendo el valor del producto de solubilidad, se tiene:

$$X = \sqrt[3]{\frac{Kps}{4}} = \sqrt[3]{\frac{5 \times 10^{-13}}{4}} = 5 \times 10^{-5} \frac{mol}{l}$$

A partir del valor de X se hallaron las concentraciones molares de los iones magnesio e hidróxido:

$$[Mg^{2+}] = X = 5 \times 10^{-5} \frac{mol}{l} = \left( 5 \times 10^{-5} \frac{mol}{l} \right) \times \left( 1000 \frac{mili\_mol}{1mol} \right) = 5 \times 10^{-2} \frac{mili\_mol}{l}$$

$$[OH^-] = 2X = (2) \times \left( 5 \times 10^{-5} \frac{mol}{l} \right) = \left( 1 \times 10^{-4} \frac{mol}{l} \right) \times \left( 1000 \frac{mili\_mol}{1mol} \right) = 1 \times 10^{-1} \frac{mili\_mol}{l}$$

Luego con la concentración molar se determinó la concentración másica de los iones magnesio e hidróxido:

$$C_i = [i] \times PA_i \quad (VI)$$

Donde:

$C_i$ : Concentración másica del ion "i" en mg/l.

$[i]$ : Concentración molar del ion "i" en milimol/l.

$PA_i$ : Peso atómico del ion "i" en g/gmol.

Sustituyendo los valores se tiene:

$$C_{Mg^{2+}} = [Mg^{2+}] \times PM_{Mg^{2+}} = 5 \times 10^{-2} \frac{mili\_mol}{l} \times 24,3 \frac{g}{gmol} \times \left( \frac{1000mg}{1g} \right) \times \left( \frac{1gmol}{1000mili\_mol} \right) = 1,2 \frac{mg}{l}$$

El valor de concentración de iones magnesio es reportado en las tablas 5.25, 5.27 y 5.29. Mientras que para la concentración másica de iones hidróxidos se tiene:

$$C_{OH^-} = [OH^-] \times PM_{OH^-} = 1 \times 10^{-1} \frac{\text{mili}_{-}\text{mol}}{\text{l}} \times 17 \frac{\text{g}}{\text{gmol}} \times \left( \frac{1000 \text{mg}}{1 \text{g}} \right) \times \left( \frac{1 \text{gmol}}{1000 \text{mili}_{-}\text{mol}} \right) = 1,7 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Pero la concentración de iones hidróxido por lo general es presentado en las unidades de  $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$  para realizar el cambio de unidades se utilizó la ecuación IV indicada en los fundamentos teóricos.

$$C'_{OH^-} = 1,7 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \times \frac{1 \text{g}}{1000 \text{mg}} \times \left( \frac{50 \frac{\text{gCaCO}_3}{\text{gmol}}}{17 \frac{\text{g}}{\text{gmol}}} \right) \times \frac{1000 \text{mgCaCO}_3}{1 \text{gCaCO}_3} = 5,0 \frac{\text{mgCaCO}_3}{\text{l}}$$

El valor de concentración de iones hidróxido es reportado en las tablas 5.25, 5.27 y 5.29.

#### IX.4. APÉNDICE D. DEDUCCIÓN TEÓRICA DEL CONSUMO DE QUÍMICOS EN EL ASENTADOR

La deducción de las ecuaciones matemáticas representativas de las cantidades a dosificar de hidróxido de calcio (cal) e hidróxido de sodio (soda cáustica) son descritas a continuación.

El cálculo está desarrollado suponiendo que el agua alimentada tiene una alcalinidad total inferior a la dureza total, donde la dureza total sólo está representada por la dureza cálcica y dureza magnésica, es decir, no se tiene dureza sódica que permita la formación de alcalinidad de sodio. Esta suposición está acorde con las variaciones en los análisis de agua cruda recibidos de Hidrofalcón.

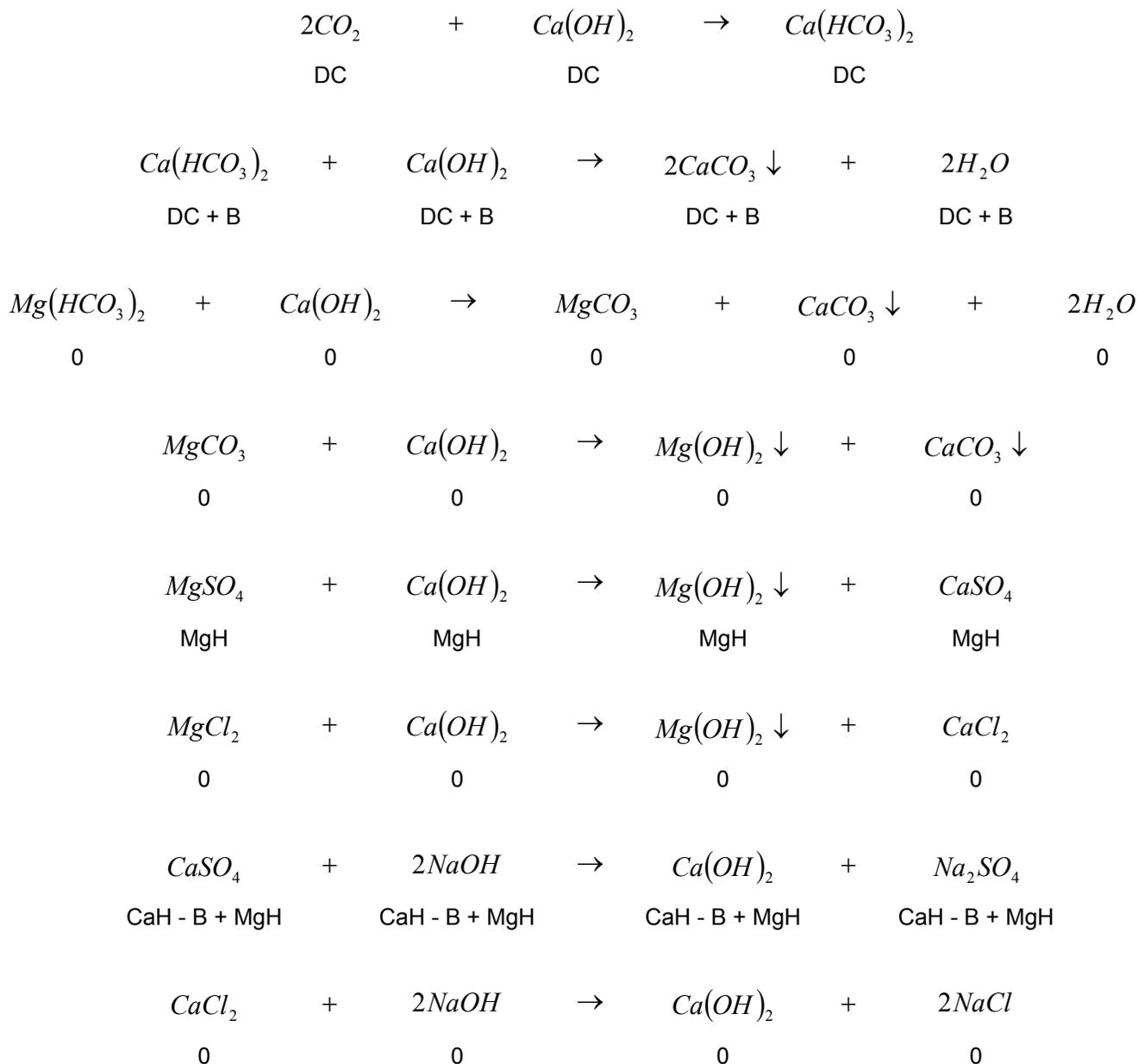
La deducción de las ecuaciones matemáticas está basada en las reacciones químicas desarrolladas en la química del proceso del asentador (precipitación química) indicadas en los fundamentos teóricos, para ello se consideró la utilidad de presentar las cantidades estequiométricas en función del carbonato de calcio, por ser a la vez de una base de cálculo que permitiera el no tener que aplicar los coeficientes estequiométricos de las reacciones químicas. A partir de los análisis de agua cruda se tiene:

DC:	Dióxido de carbono en $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .
B:	Alcalinidad de bicarbonatos en $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .
CaH:	Dureza cálcica en $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .
MgH:	Dureza magnésica en $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .
TH:	Dureza total en $\text{mgCaCO}_3/\text{l}$ .

En el cálculo de las ecuaciones matemáticas correspondientes a las cantidades a ser alimentadas al asentador se pueden presentar dos casos de acorde a las proporciones presentes en la composición química de la alimentación.

- **1er Caso:** si  $B < \text{CaH}$ , lo cual quiere decir que parte de la dureza cálcica se asocia con aniones no carbonatados (sulfatos y cloruros). Además se tiene que no hay alcalinidad de bicarbonato que se pueda asociar con la dureza magnésica, por lo que

se puede inferir que la dureza magnésica sólo se asocia con los aniones no carbonatados (sulfatos y cloruros).



Sumando algebraicamente las cantidades requeridas y formadas de los compuestos se tiene:

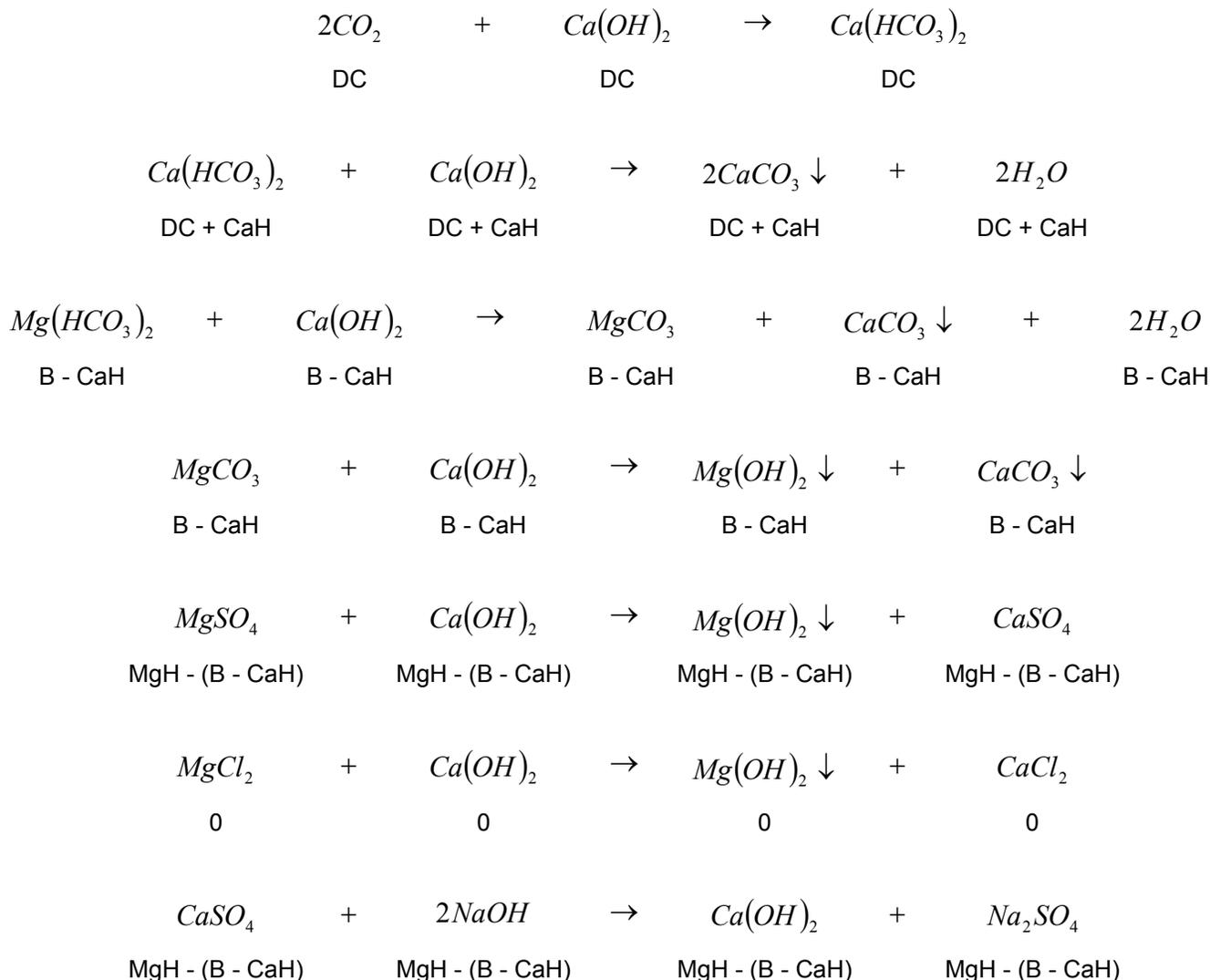
$$Ca(OH)_2 = DC + DC + B + MgH - (CaH - B + MgH) = 2 \cdot (DC + B) - CaH$$

$$NaOH = CaH - B + MgH$$

Como  $TH = CaH + MgH$ .

$$NaOH = TH - B$$

**2do Caso:** si  $B > CaH$ , esta relación indica que la dureza cálcica del agua alimentada sólo está asociada al bicarbonato, es decir, que no se forma dureza cálcica no carbonatada. Además se puede asegurar que parte de los aniones bicarbonatos se asocian con la dureza magnésica, pero como en la premisa de la demostración se señaló que la alcalinidad total es inferior a la dureza total, se tiene que los aniones bicarbonatos son inferiores a la dureza magnésica permitiendo que parte de la dureza magnésica se asocie con los aniones no carbonatados (sulfatos y cloruros).





Sumando algebraicamente las cantidades requeridas y formadas de los compuestos se tiene:

$$Ca(OH)_2 = DC + DC + CaH + B - CaH + B - CaH + MgH - (B - CaH) - (MgH - (B - CaH))$$

$$Ca(OH)_2 = 2 \cdot (DC + B) - CaH$$

$$NaOH = CaH - B + MgH$$

Como  $TH = CaH + MgH$ .

$$NaOH = TH - B$$

En ambos casos de la demostración presentada del consumo de químicos se consideró que las cantidades de dureza magnésica no carbonatada y dureza cálcica no carbonatada solamente estaban asociadas al anión sulfato y no al anión cloruro, es importante señalar que lo supuesto anteriormente va de acuerdo con el hecho de que si se hubiese tomando en cuenta la formación de dureza cálcica o magnésica asociada al anión cloruro las cantidades requeridas de hidróxido de calcio e hidróxido de magnesio hubiesen sido invariantes, ya que las mismas porciones demandadas se presentarían en las dos reacciones y además se obtendrían distintas proporciones en los productos de las reacciones. En la reacción del cloruro de magnesio en la cual se forma cloruro de calcio este pasaría a formar parte de los reactivos de la última reacción, en la cual se genera hidróxido de calcio que a su vez podría ser uno de los reactivos de la reacción del cloruro de magnesio, por tanto no existiría un consumo adicional de hidróxido de calcio.

Por lo que queda demostrado que los requerimientos de consumo de químicos de cal y soda cáustica necesarios para la precipitación del carbonato de calcio e hidróxido de magnesio en el asentador corresponden a las ecuaciones antes presentadas. Ahora bien realizando cambios de unidades para presentar las cantidades requeridas de químicos en función del caudal de alimentación se tiene:

Despejando  $C_i$  de la ecuación IV presentada en los fundamentos teóricos.

$$C_i = \frac{C'_i \times Peq_i}{Peq_{CaCO_3}}$$

Aplicando la ecuación anterior y los cambios de unidades a las ecuaciones deducidas. En el caso del hidróxido de calcio:

$$Ca(OH)_2 (ppm CaCO_3) = (2 \cdot (DC + B) - CaH) ppm CaCO_3$$

$$Ca(OH)_2 (ppm) = (2 \cdot (DC + B) - CaH) ppm CaCO_3 \times \frac{37,05 ppm}{50 ppm CaCO_3}$$

Llevando las unidades de ppm a las unidades utilizadas en planta, es decir, lb/(1000 gal).

$$Ca(OH)_2 \left( \frac{lb}{1000 gal} \right) = (2 \cdot (DC + B) - CaH) ppm CaCO_3 \times \frac{37,05 ppm}{50 ppm CaCO_3} \times \frac{1 lb}{453.590 mg} \times \frac{3,7854 l}{1 gal} \times \frac{1000 gal}{1 Mgal}$$

$$Ca(OH)_2 \left( \frac{lb}{1000 gal} \right) = \frac{(2 \cdot (DC + B) - CaH)}{161,70902} \quad (VII)$$

En el caso del hidróxido de sodio se tiene:

$$NaOH (ppm CaCO_3) = (TH - B) ppm CaCO_3$$

$$NaOH (ppm) = (TH - B) ppm CaCO_3 \times \frac{40,0 ppm}{50 ppm CaCO_3}$$

Llevando las unidades de ppm a las unidades utilizadas en planta, es decir, lb/(1000 gal).

$$NaOH\left(\frac{lb}{1000gal}\right) = (TH - B)ppmCaCO_3 \times \frac{40,0ppm}{50ppmCaCO_3} \times \frac{1lb}{453.590mg} \times \frac{3,7854\text{ l}}{1gal} \times \frac{1000gal}{1Mgal}$$

$$NaOH\left(\frac{lb}{1000gal}\right) = \frac{(TH - B)}{149,7829} \quad (VIII)$$

Algunos autores señalan que la dureza magnésica no carbonatada no es removida por el hidróxido de calcio sino por el hidróxido de sodio, es importante señalar que al realizar la deducción matemática del consumo de químicos utilizando este otro punto de vista se obtienen las mismas cantidades antes presentadas.



<b>(a) MATERIALES</b>	
2-1/2 Ni - 2-1/2% NIQUEL	9-CR - 9% CR - 1% MOLI
3-1/2 Ni - 3-1/2% NIQUEL	GCS - ACERO GALVANIZADO
MON - MONEL 400	HDPE - POLIETANO ALTA DENSIDAD
I-600 - INCONEL 600	PVC - POLIVINIL CLORURO
I-800 - INCOLOY 800	RC - CONCRETO REFORZADO
A-20 - CARPENTER 20 Cb-3	AB - ALUMINIUM BRASS
H-B - HASTELLOY B	304 - ACERO INOXIDABLE
H-C - HASTELLOY C-276	310 - ACERO INOXIDABLE
HK-40 - 25% Cr 20% Ni 4% C	316 - ACERO INOXIDABLE
REL - RECUB. C / REFRACTA.	321 - ACERO INOXIDABLE
CML - RECUB. C / CEMENTO	347 - ACERO INOXIDABLE
HAL - RECUB. C / BREA	410 - ACERO INOXIDABLE
CTEL - RECUB. C / BREA EPOXICA	70/30 - ALIA. 70% Cu / 30% Ni
GRPL - RECUB. C / PLAST. REFOR.	90/10 - ALIA. 90% Cu / 10% Ni
PPL - RECUB. C / POLIPROPILENO	AL - ALUMINIO
FCL - RECUB. C / FLUOROCARBON	CU - COBRE
RUL - RECUB. C / GOMA	TI - TITANIO
EPL - RECUB. C / EPOXI	CI - HIERRO COLADO
C-MO - CARBON - 1/2% MOLI	CS - ACERO AL CARBONO
1-CR - 1 1/4% CR - 1/2 MOLI	KCS - KILLED CARBON STEEL
5-CR - 5% CR - 1/2% MOLI	
<b>(b) TOLERANCIA POR CORROSIÓN</b>	
1 = 1/16 plg 3 = 3/16 plg	X = TUB. EXTRA FUERTE
2 = 1/8 plg 4 = 1/4 plg	XX = TUB. DOBLE EXTRA FUERTE
<b>(c) TIPO DE AISLAMIENTO</b>	
ET - TRAZA ELECT. C / AISL.	Is - AISL. POR SEGURIDAD
ETT - TRAZA ELECT. C / AISL. Y CEM.	PS - PROT. POR SEGURIDAD
Ia - AISL. ACUSTICO	SJ - CAMISA DE VAPOR Y AISL.
Ic - AISL. TUB. FRIAS	ST - TRAZA DE VAPOR C / AISL.
If - AISL. CONTRA FUEGO	STS - TRAZA DE VAPOR C / AISL. Y ESP.
Ih - AISL. TUB. CALIENTES	STT - TRAZA DE VAPOR C / AISL. Y CEM.
<b>(d) VARIACIONES</b>	
"A" < 10 HR. CADA VEZ < 100 HR./AÑO	
"B" < 50 HR. CADA VEZ < 500 HR./AÑO	
<b>(e) MEDIO PARA DESPLAZAR</b>	
A - AIRE (90 psig 85°F)	LS - VAPOR (30 psig a 275°F)
N - NITROGENO (120 psig 85°F)	MS - VAPOR (145 psig a 480°F)
W - AGUA (100 psig 85 F)	HS - VAPOR (600 psig a 700°F)
<b>(f) FLUIDOS</b>	
PARA GAS O VAPOR INDIQUE "V"	
PARA FLUJO BIFASICO LIQ. VAPOR INDIQUE "LV"	
PARA LIQUIDO INDIQUE EL PESO ESPEC. EN lb/ft <sup>3</sup>	
PARA SOLIDO FLUIDIZADO INDIQUE "S"	
PARA FLUJO LIQUIDO-SOLIDO INDIQUE "LS"	
	
Centro de Refinación Paraguaná Refinería de Amuay	
<b>NOTAS GENERALES PARA            INDICE DE TUBERIAS</b>	
EP N° 71-02 JUAN LAGO / DAGLES DÍAZ	

Figura 9.15. Notas generales para índice de tuberías.







---

---

## IX.6. APÉNDICE F. PROPUESTA TÉCNICO-ECONÓMICA SOLICITADA A LAS EMPRESAS



## Memorándum

To: Company  
Representative

From: Process engineering / Services and Supplies

Date: 25/09/2002

---

Topic: **TECHNOLOGIES REQUEST FOR TREATMENT OF THE NEUTRALIZATION WATER OF DEMINERALIZATION PLANTS.**

---

A technical and economic offer is requested, in order to treat the regenerations water source from demineralization plants of Amuay Refining Center in Paraguaná.

Amuay Refinery is located in the North of Venezuela, in the Peninsula of Paraguaná at Falcon's State, it is an arid and very dry zone. At this moment the Refinery have problem with the industrial water supply, and we need to optimize the recovering water process, due to this premise we are looking for the appropriate technology. Also we want to have contact with the top technology companies that exist in the market.

The selected technology should produce a raw water quality (attached table 2), based on the regenerations water quality (attached table 1).

Furthermore the demineralization plants are based on ion exchange process. This process is based on the properties of certain materials which in touch with watery solutions, are capable to take ions of the solution and annex them to his own structure, yielding in equivalent form other different ions in type and valency to the solution. This process is reversible, and the ions material exchanger or resin can be returned to the initial conditions, by putting in touch the resin with a suitable solution, these regenerating solutions are the sulfuric acid (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) and the sodium hydroxide (NaOH), which are sent to neutralization tank in order to be neutralized, and after that this solution volume is drained.

The water flow to be recovered is 23,9 L/s (379 gpm) with a minimum of 19,9 L/s (316 gpm) and a maximum of 29,9 L/s (474 gpm). The treated water temperature is 30°C and pressure is 14,7 psia.

The water to be treated has a high ionic content and it has the following characteristics:

Table 1.- The regenerations water quality.

Sample	1	2	3	4	5	AVERAGE
Date	12-7-02	11-7-02	15-2-00	18-2-00	22-2-00	
<b>ANALYSIS</b>						
Calcium (mg/l)	454,0	248,5	226,1	202,7	218,0	269,9
Magnesium (mg/l)	162,0	43,7	143,5	49,1	118,0	103,3
Sodium (mg/l)	1.689,3	1.093,0	2.128,0	1.983,0	1.853,0	1.749,3
Chlorides (mg/l)	354,5	496,3	63,0	43,0	83,0	208,0
Sulfates (mg/l)	3.000,0	2.000,0	4.000,0	3.800,0	3.500,0	2.620,0
Phosphates (mg/l)	< 0,1	< 0,1	0,45	0,44	0,29	0,4
Total hardness (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	1.800,0	800,0	1.000,0	1.000,0	1.000,0	1.120,0
Alkalinity to the fenolftaleina (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	32,0	40,0				
Alkalinity to the orange one of methyl (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	84,0	88,0				
Total iron (mg/l)	0,20	0,20				
Potassium (mg/l)	17,90	14,65				
Copper (mg/l)	0,14	0,12				
Acidity to pH 8,3 (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	N. D.	N. D.				
Silica (mgSiO <sub>2</sub> /l)	13,7	13,7				
Turbidez (NTU)	2,4	< 1,0				
pH	9,75	9,94	6,70	7,90	6,70	8,2
Conductivity (µmhos/cm)	6.140,0	4.570,0				
solid suspended total (mg/l)	56,0	26,0	64,0	6,0	18,0	34,0
Nitrates (mg/l)	0,10	0,10	1,00	2,00	1,60	1,0

The quality of the water to give or produce is the same of the raw water with the following characteristics:

Table 2.- Raw water quality.

ANÁLISIS	
Conductivity (µmhos/cm)	< 400
TDS (mg/l)	< 250
Iron (mg/l)	0,01-0,08
Silica (mg/l)	< 3
Cation:	
Calcium (mg/l)	< 40
Magnesium (mg/l)	< 7,3
Sodium (mg/l)	< 15
Anion:	
Carbonates (mg/l)	< 1
Bicarbonates (mg/l)	< 109
Chlorides (mg/l)	< 30
Sulfates (mg/l)	< 40

The items or considerations to assess are:

### 1. Technical:

#### **For recovered water conditions with the offered technology:**

- Percentage of product recovery.
- Quality of the water product.
- Pressure and temperature conditions of the water product.

#### **Rejected water conditions with the proposed technology:**

- Volume of water rejected in the process (percentage of water rejected).
- Quality of the water rejected in the process.
- Conditions of pressure and temperature of the water rejected in the process.

#### **For the pre-treatment:**

- Type of pre-treatment that is needed.
- Chemical products used in the pre-treatment / treatment / post-treatment. Such as: regulation of pH, disinfectants, etc.

#### **For the process:**

- Description of the offered process.
- Process conditions: pressure and temperature (minimum / operation / maximum).
- Variation in the feed water quality is accepted? If the process can accept variation in the feed water quality specify the magnitude of this variation.
- It is required technical personnel to operate the plant? How many operators need the plant to be operate?
- Quantity of reagents for operation conditions and for the cleanliness of the equipments (expressed by water volume of production).
- Time of maintenance (cleanlinesses / year).
- Required surface area for the plant facilities.
- Possibility of expansion or revamping.
- Electrical and/or thermal power consumption (expressed by water volume of production).
- Process conditions for required services (pressure and temperature) and quantity. For example: steam.
- Safety conditions.
- Plant installation period.
- Service contract scheme; type of outsourcing, sale of equipments or leasing.
- Do you have portable or modular plants service.
- Useful life of the equipments.
- Experience in treatment of this kind of water.
- Do you have any contact in Venezuela.

**2.- Economic:**

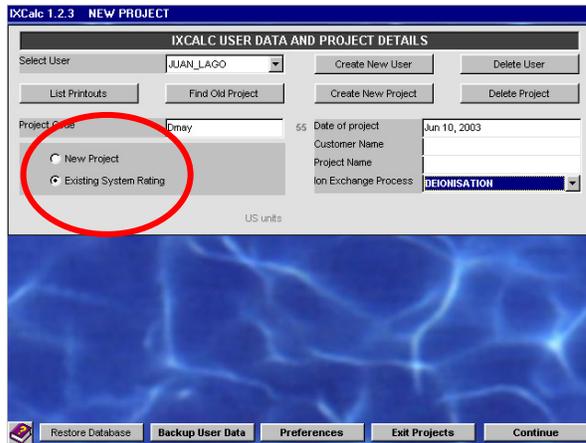
- Cost of the plant.
- Specific cost of operation for treated water volume.
- Specific cost of maintenance for treated water volume.
- Equipments replacement cost (membranes or others).

Please send your technical-economical offers before **October 07, 2002**. For any information or additional explanation please contact Juan Lago (Telf. 58-2692406175) or Dagles Díaz (Telf. 58-2692406419) or by these emails [diazdv@pdvsa.com](mailto:diazdv@pdvsa.com) and [isturizk@pdvsa.com](mailto:isturizk@pdvsa.com).

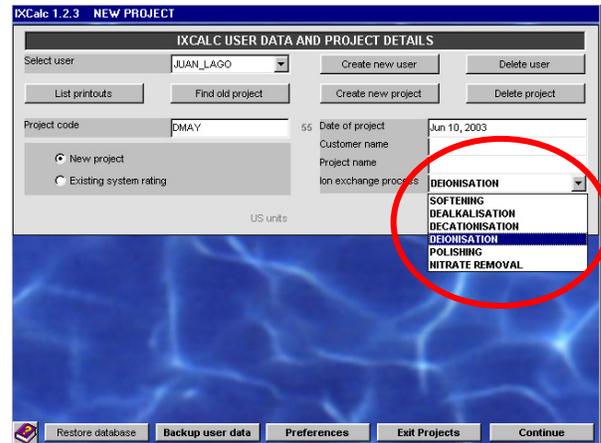
Juan Lago / Dagles Díaz

## CAPÍTULO X. ANEXOS

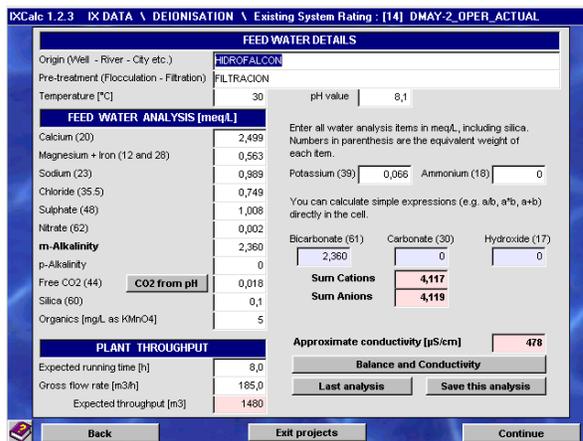
### ANEXO 1. IMÁGENES DE LA INTERFAZ DEL PROGRAMA IXCALC



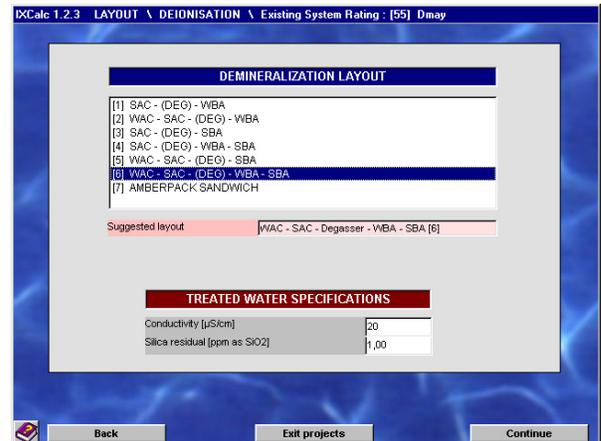
Selección del caso de estudio.



Selección del proceso de intercambio iónico.



Suministro del análisis de agua cruda y producción de los intercambiadores iónicos.



Estructura de la planta (layout) y especificación del agua tratada.

**RESIN VOLUMES CURRENTLY INSTALLED**

Weak Acid Cation Resin Volume [ft3 in H form]  (Ha)

Strong Acid Cation Resin Volume [ft3 in Na form]  (Ha)

Weak Base Anion Resin Volume [ft3 in FB form]  (CI)

Strong Base Anion Resin Volume [ft3 in Cl form]  (CI)

**ECONOMIC DATA**

Currency for Costs (e.g. US\$)

Acid cost (per lb 100%)

NaOH cost (per lb 100%)

Especificación de los volúmenes de resinas y costos de los regenerantes.

**WEAK ACID CATION RESIN**

Mode of regeneration (WAC)

WAC resin

% Overrun WAC -> SAC

WAC regenerant ratio [% stoichiometry]

WAC resin volume (ft3)

WAC Operating capacity [kg/ft3 R]

**STRONG ACID CATION RESIN**

Type of acid

Mode of regeneration (SAC)

SAC Resin

Total Regenerant [lbs]

Regenerant level [lbs 100%/ft3]   Steps

Acid concentration as used [%]  from 98 %

Estimated bed depth [in]

SAC resin volume (ft3) [Na]  [H]

SAC Operating capacity [kg/ft3 R]

Theoretical Na leakage [ppm as Na]

Conductivity Average / Endpoint   µS/cm

Steps for H2SO4

Especificación del modo de regeneración, tipo de resinas, tipo, cantidad y concentración del regenerante para las resinas catiónicas.

**DEGASIFIER**

None

Before WBA

Residual CO2 (Std=10 ppm after degasser)

**WEAK BASE ANION RESIN**

Mode of regeneration (WBA)

WBA Resin

% Overrun WBA -> SBA

WBA regenerant ratio [% stoichiometry]

WBA resin volume (ft3)

Operating capacity [kg/ft3 R]

**STRONG BASE ANION RESIN**

Mode of regeneration (SBA)

SBA Resin

Total Regenerant [lbs]  Limits

Regenerant level [lbs 100%/ft3]

NaOH concentration as used [%]  Automatic

NaOH temperature [°F]  from 50 % NaOH

Cycle end point [ppm as SiO2]

Estimated bed depth [in]

SBA resin volume (ft3) [Cl]  [OH]

SBA operating capacity [kg/ft3 R]

Average SiO2 leakage [ppm SiO2]

**RINSE WATER VOLUMES**

Acid displacement (Cation) [BV]  NaOH displacement (Anion) [BV]

Fast rinse (Cation) [BV] enter 0 for recycle rinse  Fast rinse (Anion) [BV] enter 0 for recycle rinse

Especificación del modo de regeneración, tipo de resinas, tipo, cantidad y concentración del regenerante para las resinas aniónicas.

**RESULTS DEIONISATION Existing System Rating : [14] DMAY-2\_OPER\_ACTUAL**

Resin choice	Amberlite IRC86SB	Amberjet 1200 Na	Amberlite IRA96SB	Amberjet 4200 Cl
Resin volume [litres]	9486	23645	13536	9401
Potential running time [h]	36,3	36,3	45,6	45,9
Gross throughput [m3]	6711	6707	8541	9541
Ionic load [eq]	14887	12733	11718	5013
Organic load [g/L R as KMnO4]			3	2
Operating capacity [eq/ft3 R]	1,57	0,54	0,87	0,53
Flow-rate [BV/h]	19,5	7,8	13,7	19,7
Regenerant mode	Co-Flow	Co-Flow	Co-Flow	Co-Flow
Leakage (overrun) [%]	6		22	
Regenerant type		H2SO4		NaOH (30°C)
Concentration [%]	0,7	2,7		4,0
Regenerant ratio [% theory]	288	437	253	691
Regenerant level [g/L R]		115		147
Total regen. [kg 100%]		2725		1386
Excess of regenerant [eq]		27992		19627
Dilution water [m3]	288,4	96,1		31,9
Regen. displacement [m3]		66,3		68,8
Fast rinse [m3]	28,5	70,9	81,2	56,4
Backwash water [m3]	42,6	28,3	40,5	29,8
Total waste water [m3]	931,6			
TDS of waste [mg/L]	93			
Safety factors	0,53	0,58	0,79	0,80
Leakage		< 15,4 µS/cm		< 0,05 mg/L SiO2
External diameter [mm]	4000	3900	3900	4000

Presentación de los resultados.

**ANEXO 2. PREDICCIÓN DE DUREZA CÁLCICA E IONES CARBONATOS EN EL EFLUENTE DE LA PRECIPITACIÓN QUÍMICA EN CALIENTE (PETRAS, 1988)**

