

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**DIAGNÓSTICO OPERACIONAL DE UN SISTEMA DE AGUA
DESMINERALIZADA EN LA INDUSTRIA PETROLERA Y PROPUESTA
TÉCNICA DE MEJORA**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO
P R E S E N T A
SORGE PAVEL ROJAS IBARRA



MÉXICO, D.F.

2007



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado asignado:

Presidente	Prof. Luis Cedeño Caero
Vocal	Prof. Baldomero Pérez Gabriel
Secretario	Prof. Alfonso Durán Moreno
1er. Suplente	Prof. Manuel López Ramos
2º. Suplente	Prof. Fulvio Mendoza Rosas

Torre de Ingeniería
Universidad Nacional Autónoma de México

Asesor del tema:

Dr. Alfonso Durán Moreno

Sustentante:

Sorge Pavel Rojas Ibarra

Dedico este trabajo de tesis a toda mi familia, sobre todo a mi papá Agustín Rojas Montiel, a mi mamá Elvira Ibarra Viascan y a todos mis hermanos Agustín, Alda, Natalia y Fernando, a quienes les debo todo lo que soy, les doy todo el credito por ayudarme a concluir este ciclo en mi vida, ya que gracias a su confianza, apoyo y entusiasmo regrese a terminar la licenciatura.

ÍNDICE DE CONTENIDO

1.	INTRODUCCIÓN.....	1
2.	OBJETIVOS.....	2
2.1.	OBJETIVO GENERAL	2
2.2.	OBJETIVOS PARTICULARES.....	2
3.	PROBLEMÁTICA.....	3
4.	MARCO TEÓRICO	5
4.1.	REFINACIÓN DEL PETRÓLEO.....	5
4.2.	CALDERAS.....	11
4.2.1.	Utilización de agua desmineralizada en calderas	11
4.2.2.	Calidad de agua en calderas	12
4.2.2.1	Repercusiones de contaminación de minerales en Calderas	13
4.3.	PROCESOS DE DESMINERALIZACIÓN DE AGUA PARA CALDERAS ...	15
4.3.1.	Destilación:	15
4.3.2.	Intercambio iónico.....	15
4.3.3.	Ósmosis Inversa	15
4.3.4.	Electrodialisis	17
4.3.5.	Electrodesionización	18
4.4.	INTERCAMBIO IONICO.....	20
4.4.1.	Resinas de intercambio iónico	23
4.4.1.1	Tipo de resinas	23
4.4.1.2	Selección de resinas (Selectividad)	25
4.4.2.	Cinética del intercambio iónico	26
4.4.3.	Mecanismo de intercambio iónico.....	27
4.4.4.	Paso determinante de la velocidad del proceso	28
4.4.4.1	Leyes de la rapidez del intercambio iónico	29
4.4.5.	Modelos cinéticos para el intercambio iónico.....	32
4.4.5.1	Modelo de difusión intraparticular	32
4.4.5.2	Modelo de difusión interparticular	33
4.5.	UNIDADES DESMINERALIZADORAS DE AGUA (UDAs)	34
4.5.1.	Funcionamiento	34
4.5.2.	Capacidad de la resina	40
4.5.3.	Regeneración de resina.....	40
4.5.4.	Tipos de UDAs.....	41
4.5.4.1	Sistema convencional.....	41
4.5.4.2	Lechos empacados.....	44
5.	METODOLOGÍA	45
5.1.	Selección y clasificación de información	45
5.2.	Inspección de campo	46
6.	DIAGNÓSTICO OPERACIONAL DE LA UNIDAD DESMINERALIZADORA DE AGUA 47	
6.1.	Operación actual	47
6.2.	Estado actual del equipo e instrumentación la unidad desmineralizadora estudiada.....	51
6.3.	Dictamen del estado operacional de la unidad desmineralizadora de agua	54
7.	PROPUESTA TÉCNICA DE MEJORA EN LA PRODUCCIÓN DE AGUA DESMINERALIZADA.....	56

8.	RESULTADOS.....	62
9.	ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	66
10.	CONCLUSIONES	70
10.1.	RECOMENDACIONES FINALES	72
11.	BIBLIOGRAFÍA.....	73
ANEXO 1.	MEMÓRIA DE CÁLCULO	76
ANEXO 2.	HOJAS DE DATOS DE RESINAS	86

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.	Crudo procesado por Refinerías en México.....	6
Tabla 2.	Calidad de agua requerida para alimentación a calderas	12
Tabla 3.	Parámetros en agua para Calderas	13
Tabla 4.	Concentración de los regenerantes de la UDA.....	49
Tabla 5.	Tiempo para realizar el proceso de regeneración de resina de las unidades catiónicas y aniónica de la UDA	50
Tabla 6.	Tiempo para realizar el proceso de regeneración de resina de la unidad de lecho mixto.....	51
Tabla 7.	Resumen del diagnóstico de la unidad desmineralizadora de agua	55
Tabla 8.	Calidad de agua de alimentación a la unidad desmineralizadora	58
Tabla 9.	Datos de los tanques de intercambio iónico	59
Tabla 10.	Datos de resinas de intercambio iónico	59
Tabla 11.	Volúmenes de resina para el sistema lechos empacados	62
Tabla 12.	Consumo de agua de servicio de los dos sistemas	62
Tabla 13.	Consumo de regenerante para los dos sistemas.....	63
Tabla 14.	Caídas de presión para el sistema Convencional.....	63
Tabla 15.	Caídas de presión para el sistema de Lechos Empacados	64
Tabla 16.	Resinas Rohm and Haas	64
Tabla 17.	Condiciones de operación del sistema de lechos empacados.....	65

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.	Refinación de petróleo crudo	7
Figura 2.	Esquema de generación de vapor	11
Figura 3.	Principio de ósmosis inversa.....	16
Figura 4.	Sistema tubular de ósmosis inversa	17
Figura 5.	Funcionamiento de un modulo de electrodiálisis	18
Figura 6.	Migración de los iones en el concentrado y Migración de los iones en el diluido	19
Figura 7.	Equipos modulares de electrodesionización en continuo para producción de agua desionizada para calderas de alta presión (producción 2,850 m ³ /día).....	19
Figura 8.	Síntesis del copolímero estireno-divinilbenceno	22
Figura 9.	Estructura resina quelante	25
Figura 10.	Mecanismo de difusión en el proceso de intercambio iónico	27
Figura 11.	Esquema de flujo de difusión de los iones	30
Figura 12.	Perfiles de concentración en el lecho a lo largo del tiempo	35
Figura 13.	Evolución de la concentración en un lecho de intercambio iónico	36
Figura 14.	Diagrama concentración efluente – tiempo.....	37
Figura 15.	Cálculo de la capacidad de una resina.	38
Figura 16.	Cálculo de la cantidad de soluto retenida a un tiempo determinado.....	39
Figura 17.	Intercambiador catiónico.....	42
Figura 18.	Intercambiador aniónico.....	43
Figura 19.	Lecho empacado	44
Figura 20.	Trenes de operación UDA	47
Figura 21.	Tren de producción de agua desmineralizada	48
Figura 22.	Diagrama del sistema de dosificación de ácido sulfúrico en la UDA.....	52
Figura 23.	Dosificación en línea de ácido	53
Figura 24.	Daños a tubería y cimientos del área de dosificación.....	53
Figura 25.	Tren de un sistema lechos empacados	56
Figura 26.	Arreglo propuesto para la modificación a un sistema de lechos empacados tipo sándwich.....	57

1. INTRODUCCIÓN

Las unidades desmineralizadoras, se encargan de acondicionar agua para la producción de vapor en calderas, el proceso consiste en la eliminación de las sales disueltas en el agua, mediante la utilización de resinas de intercambio iónico.

Existen varios procesos de desmineralización con resinas de intercambio iónico, uno de ellos es el convencional, el cual consiste en columnas que se encuentran rellenas en un 66% con resina, los trenes de producción cuentan con un intercambiador catiónico débil y uno fuerte, un desgasificador, un intercambiador aniónico y una unidad mixta. La producción es intermitente de cada tren, ya que las resinas de intercambio iónico llegan a un punto de saturación y tienen que regenerarse. La resina catiónica se regenera con ácido sulfúrico o clorhídrico y la resina aniónica con sosa (hidróxido de sodio).

El presente trabajo consiste en el diagnóstico operacional de un sistema convencional de producción de agua desmineralizada, que tenga más de 20 años operando, presentar sus deficiencias y hacer la propuesta de mejora.

La propuesta de mejora consiste en el cambio de tecnología del sistema convencional a uno de lechos empacados tipo sándwich, ya que este sistema presenta ventajas como el ahorro de espacio, debido a que los tanques de intercambio iónico se dividen en dos cámaras, que estarán totalmente rellenas con dos tipos de resina, permitiendo el incremento de un tren de producción utilizando la infraestructura existente.

El cambio de tecnología tendrá como resultado un 50 % de aumento en la producción de agua desmineralizada, además de ahorro de químicos y disminución en el consumo de agua utilizada para el proceso de regeneración de resina, lo anterior contribuirá al abastecimiento continuo de agua para calderas, ya que de lo contrario se tendrá una deficiencia en la producción de vapor, lo cual podría representar el paro de varias plantas de proceso.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

- Diagnosticar un sistema de producción de agua desmineralizada, en la industria de la refinación de crudo, para identificar las deficiencias en la producción y proponer una mejora que permita el abastecimiento continuo de agua para calderas.

2.2. OBJETIVOS PARTICULARES

- Diagnosticar el estado en el que se encuentra una unidad desmineralizadora de agua.
- Proponer mejoras al sistema de producción de agua desmineralizada, incluyendo opciones como cambios de tecnología.
- Evaluar las ventajas en forma cuantitativa de las mejoras en un sistema de producción de agua desmineralizada.
- Formular recomendaciones de operación, en los sistemas de producción de agua desmineralizada.

3. PROBLEMÁTICA

El petróleo es actualmente en nuestro país, la principal fuente de energía, su extracción representa la base económica del país. Sin embargo en México la mayor parte de este energético se comercializa al mundo sin ser procesado, la ley permite sólo al estado transformar y procesar el crudo.

El petróleo una vez que es extraído de los pozos, pasa por un proceso de refinación, del cual se obtienen subproductos como combustibles y diferentes químicos, los cuales tienen mayor valor agregado que el crudo. En México la refinación del crudo se realiza en 6 refinerías las cuales procesan 1,330 MBD (miles de barriles por día).

Actualmente el sector de refinación en México enfrenta cambios en la composición de la producción de petróleo crudo, en la estructura y características de la demanda de productos petrolíferos, así como en los requerimientos de calidad de combustibles automotores e industriales que tengan menor impacto sobre el medio ambiente, ya que las leyes ambientales cada vez son más estrictas, este sector requiere de innovación y rápida implantación de medidas. En este momento las gasolinas deben de tener menos de 30 ppm de azufre y el diesel menos de 15 ppm de azufre, ambos con mejores características detonantes y ambientales según el acuerdo de modificación a la Norma Oficial Mexicana NOM-086-SEMARNAT-SENER-SCFI-2005 (Especificaciones de los combustibles fósiles para la protección ambiental).

Además los crudos son cada vez más pesados, con un alto contenido de azufre, metales, sal y agua. Desafortunadamente los procesos de refinación no son tan flexibles para cambiar en sus procesos el suministro de crudos medianos a crudos más pesados sin hacer cambios o reconfiguraciones. Es importante destacar que las refinerías en México cada vez están utilizando un porcentaje mayor de crudo maya y en las perspectivas de los crudos disponibles en un tiempo relativamente corto, se comenzará a utilizar los crudos denominados “super pesados” (Dentro de la clasificación de los crudos “super pesados” entra el de la región Ku Maloob Zap). Esto dará pauta a posibles reconfiguraciones en las refinerías del país, con mayores

requerimientos de servicios como vapor para fluidizar crudos con menor °API (más pesados).

La industria de la Refinación en nuestro país genera el vapor y parte de la energía eléctrica en todas sus instalaciones, y actualmente se necesita que siga produciendo el 100 % de vapor utilizado en las plantas de sus seis refinerías.

Los equipos generadores de vapor necesitan un abastecimiento de agua que no contenga minerales para evitar daños en estos equipos (calderas). Para lograr esto se necesita diagnosticar las plantas que dan el tratamiento a esta agua, considerando la operación con respecto al diseño, el consumo de químicos y la cantidad de descargas al área de efluentes. Las plantas que producen el agua para calderas se conocen como Unidades Desmineralizadoras de Agua (UDAs), y el enfoque de la tesis, es revisar estos equipos para proponer mejoras en la producción de agua desmineralizada.

El objetivo es hacer la evaluación del funcionamiento actual de los equipos encargados de la producción de agua para calderas, (unidades desmineralizadoras de agua de intercambio iónico tipo convencional) ya que estos equipos llevan más de 20 años operando, por lo que deben presentar deficiencias debido a la tecnología de diseño y al deterioro de los equipos. Adicionalmente se hará una propuesta de modernización y cambio de tecnología, con el fin de ahorrar agua, disminuir el consumo de químicos y aumentar la capacidad de producción de agua para calderas, contribuyendo a la demanda de posibles reconfiguraciones en refinerías, esto por la utilización de crudos más pesados.

La propuesta es utilizar las instalaciones existentes para cambiar las unidades desmineralizadoras de agua (UDAs) de un sistema convencional, a uno de “Lechos Empacados”, con regeneración de resina a contracorriente de la producción de agua desmineralizada.

4. MARCO TEÓRICO

4.1. REFINACIÓN DEL PETRÓLEO

La refinación del petróleo consiste en el empleo de catalizadores, a condiciones de temperatura y presión adecuadas, para separar y combinar los tipos básicos de moléculas de hidrocarburos que se hallan de forma natural en el petróleo crudo, transformándolos en grupos de moléculas similares, es decir: se reorganizan las estructuras y los modelos de enlaces de las moléculas básicas, se convierten en moléculas y compuestos de hidrocarburos con mayor valor. El factor más significativo del proceso de refinación no son los compuestos químicos que intervienen, sino el tipo de hidrocarburo (parafínico, nafténico o aromático) que se obtiene (combustibles y petroquímicos).

La refinación de petróleo ha evolucionado continuamente en respuesta a la demanda de mejores y diferentes productos por parte de los consumidores. El requisito original del proceso era producir queroseno como fuente de combustible para el alumbrado más barato (lámparas de petróleo). La elaboración del motor de combustión interna condujo a la producción de benceno, gasolina y diesel. La evolución del aeroplano hizo necesario la turbosina de alto octanaje y el combustible para aviones de reacción, que es una forma más elaborada del producto original de las refinerías, el queroseno. Las refinerías actuales producen varios productos, muchos de los cuales se utilizan como materia prima para procesos de craqueo, fabricación de lubricantes, y para la industria petroquímica. Se clasifican en términos generales como combustibles, cargas petroquímicas, disolventes, aceites de proceso, lubricantes y productos especiales, como cera, asfalto y coque (Kraus, 1992).

Nuestro país cuenta con El Sistema Nacional de Refinación y está constituido por 6 Refinerías, que procesan diariamente 1,330 MBD. La Tabla 1 enumera las refinerías del país y la cantidad de crudo que procesan.

Tabla 1. Crudo procesado por Refinerías en México

Refinería	Ubicación	Petróleo crudo refinado (MBD)
“Miguel Hidalgo”	Tula, Hidalgo	304
“Ing. Antonio M Amor”	Salamanca, Guanajuato	272
“Francisco I. Madero”	Cd. Madero, Tamaulipas	214
“Ing. Héctor R. Lara Sosa”	Cadereyta Nuevo León	195
“Ing. Antonio Dovalí Jaime”	Salina Cruz, Oaxaca	176
“General Lázaro Cárdenas”	Minatitlán, Veracruz	169
	Total	1,330

La Figura 1 es un diagrama con los distintos procesos que intervienen en la refinación de petróleo (Kraus, 1992).

Los procesos y operaciones de refino de petróleo se clasifican básicamente en: separación, conversión, tratamiento, formulación y mezcla, operaciones auxiliares y operaciones fuera de proceso (Figura .1).

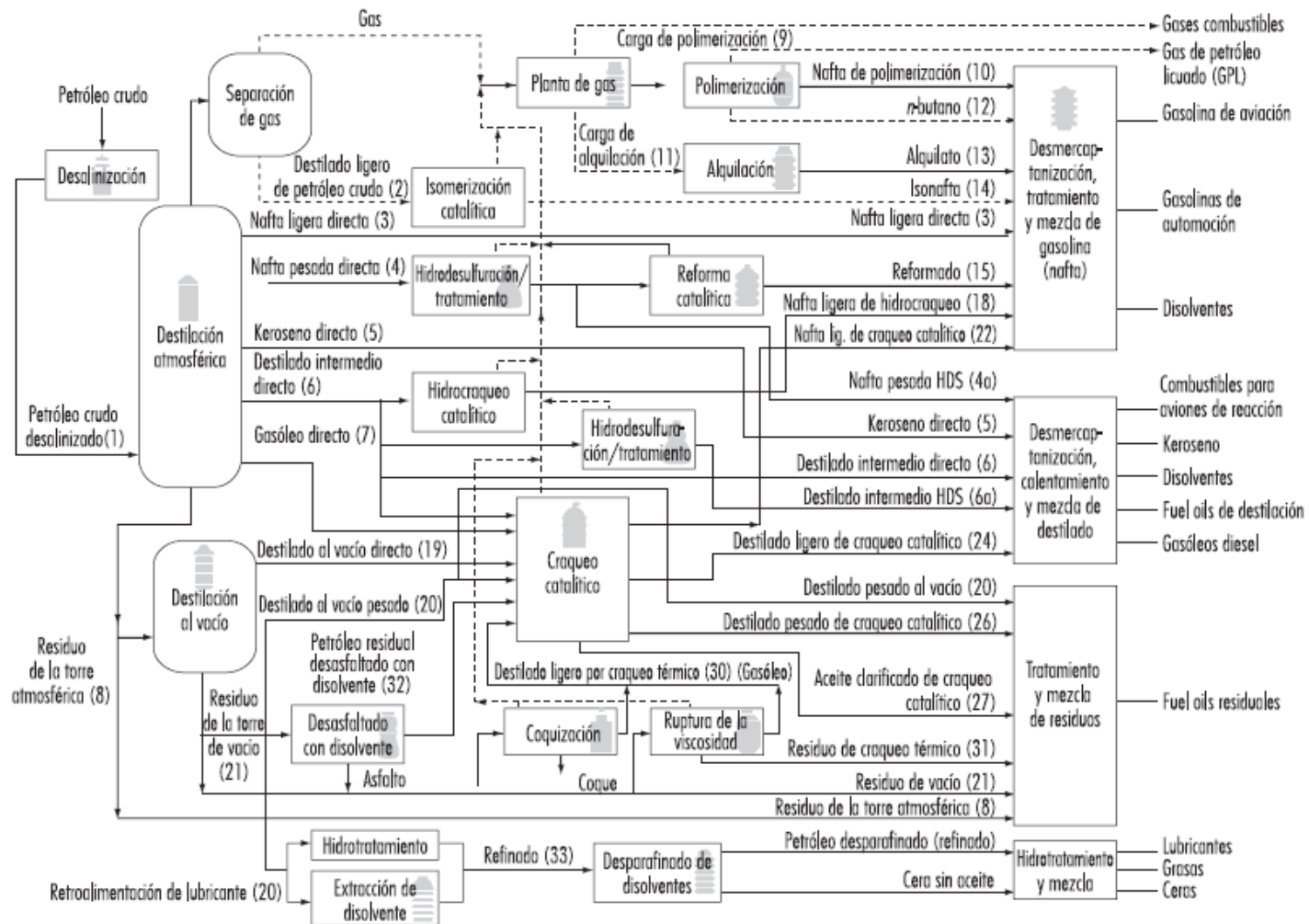


Figura 1. Refinación de petróleo crudo

Separación. El petróleo crudo se separa físicamente, mediante fraccionamiento en torres de destilación atmosféricas y de vacío, en grupos de moléculas de hidrocarburos con diferentes intervalos de temperaturas de ebullición, denominados “fracciones”.

Conversión. Los procesos de conversión más utilizados para modificar el tamaño y/o la estructura de las moléculas de hidrocarburos, son los siguientes:

- Descomposición (división) mediante hidrocraqueo, craqueo térmico y catalítico, coquización y reductora de viscosidad.
- Unificación (combinación) mediante alquilación y polimerización.
- Alteración (rectificación) con isomerización y reformadora catalítica.
- Tratamiento.

Desde los comienzos del refino se han utilizado diversos métodos de tratamiento para eliminar impurezas y otros constituyentes que afectan negativamente a las propiedades de rendimiento de los productos acabados o reducen la eficacia de los procesos de conversión. El tratamiento implica reacciones químicas y separación física, como disolución, absorción o precipitación, mediante varios procesos y combinaciones de procesos. Entre los métodos de tratamiento se cuentan la eliminación o separación de componentes aromáticos y naftenos, la eliminación de impurezas y contaminantes indeseables. Se utilizan compuestos desmercaptanizantes y ácidos para desulfurar el petróleo crudo antes del procesado, y para tratar los productos durante y después de éste. Otros métodos de tratamiento son la desalinización del crudo, la extracción química de mercaptanos, el tratamiento con ácidos, el contacto con arcilla, la hidrodesulfuración, el refino de disolventes, el lavado cáustico, el hidrotreatmento, el secado, la extracción y el desparafinado de disolventes.

La formulación y mezcla es el proceso consistente en mezclar y combinar fracciones de hidrocarburos, aditivos y otros componentes para obtener productos acabados con unas propiedades específicas de rendimiento idóneo.

Operaciones auxiliares de refinación. Los servicios auxiliares son importantes para que el proceso no tenga interrupciones o paros, en la plantas se necesita agua de enfriamiento, vapor, electricidad y aire. Otras operaciones de las refinerías necesarias para dar soporte al procesado de los hidrocarburos, son la recuperación de residuos ligeros; la eliminación del agua amarga; el tratamiento y refrigeración de residuos sólidos, aguas residuales y agua de proceso; la producción de hidrógeno; la recuperación de azufre, y el tratamiento de gases ácidos y gas residual. Otras funciones del proceso son la provisión de catalizadores, reactivos, vapor, aire, nitrógeno, oxígeno, hidrógeno y gases combustibles.

Instalaciones de las refinerías que no forman parte del proceso. Todas las refinerías tienen multitud de instalaciones, funciones, equipos y sistemas que dan soporte a las operaciones de procesado de los hidrocarburos. Las operaciones de soporte habituales son la generación de calor y energía; el movimiento de productos; el almacenamiento en depósitos; la expedición y manipulación; las llamas y sistemas de descarga de presión; los hornos y calentadores; las alarmas y sensores, y el muestreo, la verificación y la inspección. Entre las instalaciones y sistemas que no forman parte del proceso están los sistemas de lucha contra incendios, de abastecimiento de agua y de protección, controles de ruido y contaminación, laboratorios, salas de control, almacenes, e instalaciones de mantenimiento y administrativas (Kraus, 1992).

En esta tesis el tema principal a abordar es el requerimiento de calidad de agua que se suministra a los equipos generadores de vapor en refinerías del sur de México. Se considera que se tiene que eficientar, modernizar y aumentar la producción de agua desmineralizada para calderas, y contribuir a solucionar una pequeña parte en la problemática que enfrenta el sector refinación.

De las seis refinerías, en el país, alrededor del 86 por ciento de la energía eléctrica y 100 por ciento del vapor requeridos por estos centros de trabajo, se obtiene de las propias instalaciones de generación eléctrica y de vapor existentes. El resto de la energía eléctrica para las refinerías proviene de la Comisión Federal de Electricidad (CFE) y Luz y Fuerza del Centro (LyFC) (tres por ciento) y de la aportación de plantas generadoras de PEMEX-Petroquímica (once por ciento).

Debido a esto la producción de vapor requiere de alimentación de agua con calidad y especificación de alimentación dependiendo del tipo de caldera, para evitar problemas de operación el agua de alimentación es pretratada en unidades desmineralizadoras de agua, estos equipos requieren de un cambio de tecnología debido a que llevan mas de 20 años en operación y aunque se le han hecho modificaciones, aún no están a la altura de tecnologías nuevas que permiten el ahorro de agua, espacio y consumo de químicos, esto con el fin de disminuir los costos de operación y una menor generación de contaminantes.

4.2. CALDERAS

4.2.1. Utilización de agua desmineralizada en calderas

Las calderas son equipos que se utilizan para la producción de vapor, el agua de alimentación tiene un contenido bajo en minerales y es tratada en distintos procesos para acondicionarla antes de ser suministrada a equipos generadores de vapor. El principal proceso es el de desmineralización, este proceso se realiza en unidades de desmineralización pueden ser con tecnología de intercambio iónico, ósmosis inversa, electrodiálisis y electrodesionización. El más usado en las refinerías de nuestro país es el de intercambio iónico por medio de resinas sintéticas. Basándose en lo anterior, este trabajo aborda la modernización de una planta productora de agua desmineralizada, aprovechando las instalaciones existentes de un sistema de intercambio iónico convencional, a uno de lechos empacados (Cuda 2006).

El sistema de generación de vapor se esquematiza en la Figura 2, y en el observa el circuito del agua de repuesto (agua desmineralizada) y de retorno de condensados.

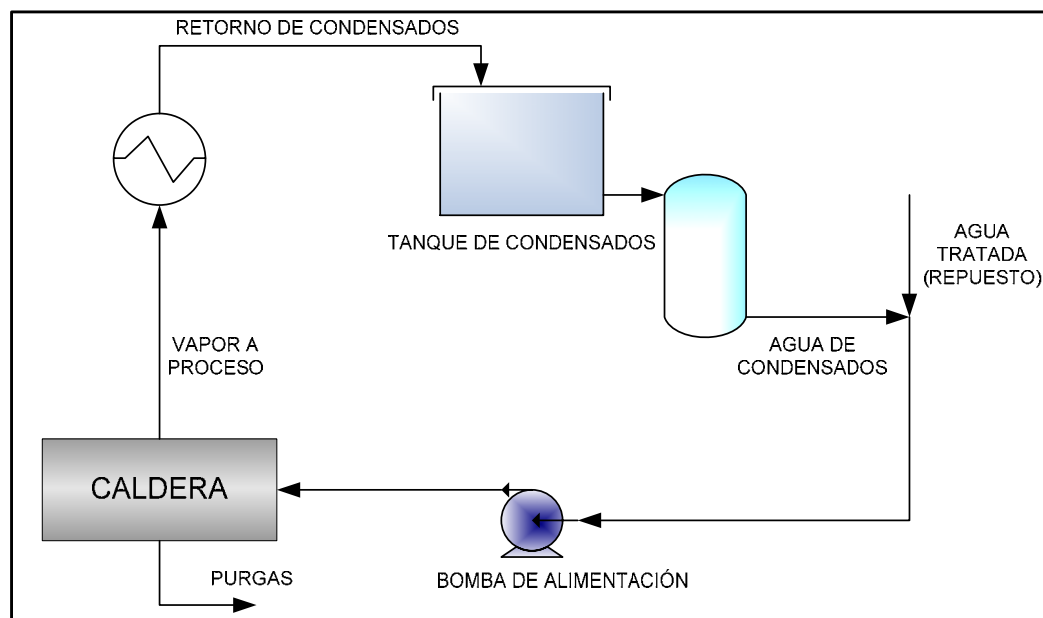


Figura 2. Esquema de generación de vapor

4.2.2. Calidad de agua en calderas

La calidad deseable de agua para calderas se presenta en la Tabla 2. La alimentación es de agua desmineralizada y condensado tratado y los límites son los recomendados por la ASME (American Society of Mechanical Engineers).

Tabla 2. Calidad de agua requerida para alimentación a calderas

	Unidades	Límites							
		0-300	301-450	451-600	601-750	751-900	901-1000	1001-1500	1501-2000
Presión	lb/in ²	0-300	301-450	451-600	601-750	751-900	901-1000	1001-1500	1501-2000
	MPa	0-2.07	2.08-3.10	3.11-4.14	4.15-5.17	5.18-6.21	6.22-6.89	6.90-10.34	10.35-13.79
Oxígeno disuelto	mgO ₂ /L	<0.007	<0.007	<0.007	<0.007	<0.007	<0.007	<0.007	<0.007
Hierro total (Fe)	mg/L	≤0.1	≤0.05	≤0.03	≤0.025	≤0.02	≤0.02	≤0.01	≤0.01
Cobre total (Cu)	mg/L	≤0.1	≤0.05	≤0.03	≤0.025	≤0.02	≤0.02	≤0.01	≤0.01
Dureza total	mgCaCO ₃ /L	≤0.3	≤0.3	≤0.2	≤0.2	≤0.1	≤0.05	-	-
pH	Unidades de pH	8.3-10.0	8.3-10.0	8.3-10.0	8.3-10.0	8.3-10.0	8.8-9.6	8.8-9.6	8.8-9.6
Sílice (SiO₂)	ppm	≤150	≤90	≤40	≤30	≤20	≤8	≤2	≤1
Alcalinidad total	mgCaCO ₃ /L	<350	<300	<250	<200	<150	<100	-	-
Conductividad	μmhos/cm	5400-1100	4600-900	3800-800	1500-300	1200-200	1000-200	≤150	≤80
SDT (máx)	mg/L	1.0-0.2	1.0-0.2	1.0-0.2	0.5-0.1	0.5-0.1	0.5-0.1	0.1	0.1

4.2.2.1 Repercusiones de contaminación de minerales en Calderas

El sistema debe ser alimentado con agua debidamente tratada y purificada para evitar que impurezas se acumulen en la caldera, dañando a largo plazo el sistema. 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 el sistema de pretratamiento. Los contaminantes que regresan en el condensado son usualmente hierro y cobre, procedentes de la corrosión de las tuberías, y en menor cantidad sustancias orgánicas cuyo origen es debido al contacto del vapor en las unidades del proceso.

La Tabla 3 muestra las repercusiones que tienen los contaminantes en los equipos generadores de vapor y el tratamiento que se debe aplicar para la remoción de los contaminantes en el agua (Sincero, 2003; Nalco1988).

Tabla 3. Parámetros en agua para Calderas

Parámetro	Representación	Problema típico que plantea	Tratamientos correctores
Turbidez	NTU	Deposiciones en las líneas de agua, equipos y calderas	Coagulación, sedimentación, filtración
Color	Unidades de color	Puede generar espumación en las calderas. Obstaculiza los métodos de precipitación	Coagulación, filtración, cloración, adsorción
pH	Unidades de pH	Disolución y precipitación de metales	Neutralización con ácidos y bases
Conductividad	mS/cm	Resultado de los sólidos ionizables, la conductividad alta puede aumentar las características corrosivas del agua	Todo proceso que reduzca los sólidos disueltos. Procesos de cal-sosa, Desmineralización
Sólidos disueltos	STD	Altas concentraciones de materia total disuelta determinada por evaporación, interfieren en los procesos de tratamiento y generan espumas en las calderas	Procesos de cal, intercambio iónico, ósmosis inversa, electrodesionización, destilación
Sólidos suspendidos	SST	La materia no disuelta suspendida determina gravimétricamente, tapona las líneas de circulación de los fluidos, y produce depósitos e incrustaciones en líneas y equipos de vapor	Filtración, coagulación, sedimentación

Tabla 3 (Continuación)

Parámetro	Representación	Problema típico que plantea	Tratamientos correctores
Dureza	Ca y Mg expresados como mgCaCO_3/L	Principales causantes de las incrustaciones en los equipos de intercambio de calor	Ablandamiento cal-sosa, ósmosis inversa, intercambio iónico, tratamientos internos, agentes activos a las superficies
Alcalinidad	CO_3^{-2} , HCO_3^- , OH^- expresados como mgCaCO_3/L	Formación de espumas y transporte de sólidos en el vapor. Promueven la fragilidad del acero de las calderas. Generación de CO_2 por los carbonatos y bicarbonatos, potencial fuente de la corrosión	Procesos de cal-sosa, acidificación, intercambio iónico, ósmosis inversa, electrodesionización, destilación
Dióxido de carbono	CO_2 expresado como mgCaCO_3/L	Corrosión en las líneas de agua y particularmente las de vapor y condensados	Desgasificación, neutralización con bases y con aminas
Oxígeno	mgO_2/L	Corrosión en las líneas de agua, equipos de intercambio de calor, calderas y circuitos de retorno de condensados	Desgasificación, sulfito sódico, inhibidores de la corrosión
Grasas	Expresado como grasa o materia extraída al cloroformo	Costras, lodos y espumas en las calderas. Dificulta la transferencia de calor	Separadores de grasas, coagulación, filtración
Sulfatos	SO_4^{-2}	Añade sólidos al agua. Combinado con el calcio forma las incrustaciones de sulfato cálcico	Procesos de desmineralización, destilación
Cloruros	Cl^-	Añade sólidos al agua y aumenta las características corrosivas del agua	Procesos de desmineralización, destilación
Nitratos	NO_3^-	Añade sólidos al agua, es útil para controlar la fragilidad metálica de las calderas	Procesos de desmineralización, destilación
Sílice	SiO_2	Genera incrustaciones de las calderas y circuitos de calor	Adsorción, intercambio iónico, destilación, ósmosis inversa
Hierro	Fe^{+2} y Fe^{+3}	Puede generar color y es fuente de precipitados y lodos en las líneas de agua y de vapor	Coagulación, filtración, intercambio iónico, agentes activos a las superficiales

4.3. PROCESOS DE DESMINERALIZACIÓN DE AGUA PARA CALDERAS

Por proceso de desmineralización o desionización de agua se entiende la eliminación de las sales disueltas (iones catiónicos y aniónicos), los métodos más comunes de desmineralización son:

4.3.1. Destilación:

Es el método más antiguo para obtener agua pura, el agua se calienta hasta llegar al punto de ebullición, después se enfría y por condensación se obtiene un agua sin sales disueltas. En la industria, actualmente no se usa por el excesivo costo energético.

La destilación no elimina totalmente los elementos que contiene el agua. Durante la destilación algunos compuestos volátiles pueden evaporarse con el resto de agua para luego condensarse con ella.

4.3.2. Intercambio iónico

Los procesos de desmineralización industrial en la actualidad se basan en el intercambio iónico. Usando resinas de intercambio iónico se pueden eliminar casi el 100% de las sales que contiene el agua, pero no compuestos orgánicos, bacterias o virus.

4.3.3. Ósmosis Inversa

En realidad la ósmosis inversa no es un proceso de desmineralización ya que no elimina todas las sales contenidas en el agua, pero sí es capaz de reducir considerablemente los iones que contiene, las bacterias, los virus y compuestos orgánicos. Para aguas con alto contenido en minerales se recomienda instalar un proceso de ósmosis inversa antes del intercambio iónico (Cuda 2006)

En el esquema de la Figura 3 se representa el principio en el que se basa la ósmosis inversa, se muestra lo que sucede cuando se aplica una fuerza F superior al valor de presión osmótica a una solución de sacarosa, el flujo de disolvente se invierte desde

el compartimiento que contiene la solución de sacarosa al compartimiento de agua, a este fenómeno se le conoce como ósmosis inversa.

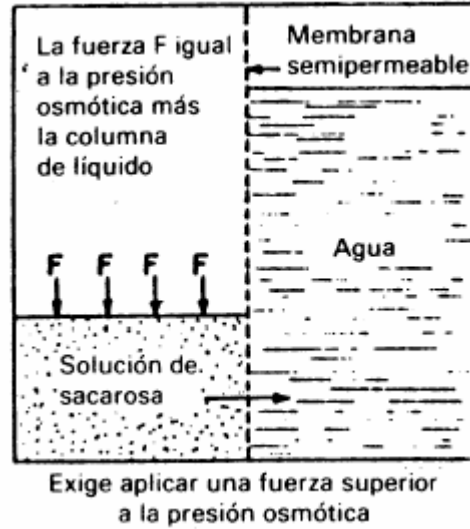


Figura 3. Principio de ósmosis inversa

En el tratamiento de las aguas residuales mediante ósmosis inversa, el afluente contaminado se pone en contacto con una membrana adecuada a una presión superior a la presión osmótica de la solución (situación análoga a la de la Figura 3, excepto en lo que se refiere a que el comportamiento de la izquierda contiene agua residual en lugar de solución sacarosa). Bajo estas circunstancias, el agua con cantidad muy pequeña de contaminantes pasa a través de la membrana. Los contaminantes disueltos se concentran en el compartimiento del agua residual. Este concentrado, que posiblemente sea una pequeña fracción del volumen total de agua residual a tratar, se descarga, y se obtiene agua purificada en el otro comportamiento.

Los compartimientos indicados en la Figura 3 son una representación esquemática del proceso de ósmosis inversa, en la práctica el proceso de ósmosis inversa se lleva a cabo mediante un sistema de configuración tubular (Figura 4). El agua residual fluye bajo presión elevada (superior al valor de su presión osmótica) a través de un tubo interior formado por material semipermeable y proyectado para soportar presiones elevadas. El agua purificada se separa en el tubo exterior, que se encuentra a presión atmosférica y está fabricado de material ordinario.

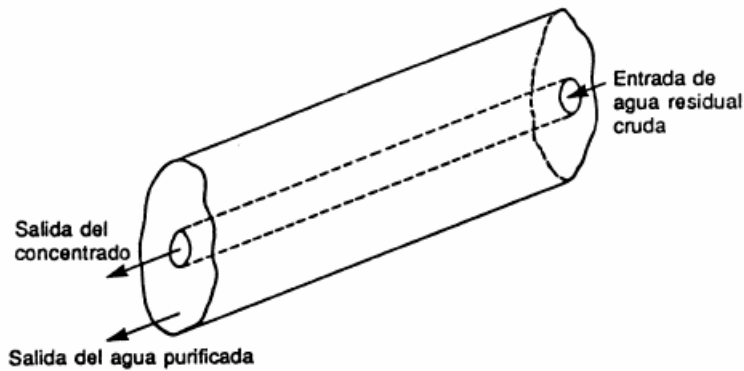


Figura 4. Sistema tubular de ósmosis inversa

Los dos parámetros básicos para caracterizar los sistemas de ósmosis inversa son, la producción de agua purificada y la calidad del producto, esto es el factor de rechazo. La producción de agua purificada se mide por el flujo de agua, definido como la cantidad de producto recuperado por unidad de tiempo y por unidad de área de membrana. El factor de rechazo es una medida de la selectividad de la membrana y está definido cuantitativamente como:

$$f = (C_F - C_P) / C_F$$

Donde f es el factor de rechazo (adimensional); C_F es la concentración de soluto en la solución y C_P es la concentración de soluto en el proceso (Ramalho 1996).

4.3.4. Electrodialisis

La electrodiálisis (ED) es un proceso en el cual los iones son transportados a través de una membrana iónica permeable de una solución a otra bajo la influencia de un gradiente de potencial. Las cargas eléctricas de los iones permiten que estos sean conducidos a través de las membranas fabricadas de polímeros de intercambio iónico (Walha.2007).

La electrodiálisis (ED) es un método moderno para tratar soluciones y efluentes industriales, que no produce contaminación, que permite separar iones según su signo y tamaño por medio de membranas aniónicas y catiónicas, así como sintetizar y recuperar compuestos de valor comercial. En este esquema de la Figura 5 simplificado se ilustra el funcionamiento de un módulo de electrodiálisis. Se tienen 5

canales. En el compartimiento central tenemos la solución de trabajo la cual contiene por ejemplo cationes de Na y aniones de Cl, los cationes de Na son atraídos por el cátodo negativo pasando a través de la membrana catiónica, y los aniones de Cl son atraídos por el ánodo positivo pasando a través de la membrana aniónica. Los cationes de Na a su vez no podrán ingresar al siguiente compartimiento porque se lo impide la membrana aniónica y a los aniones de Cl se lo impide la membrana catiónica. El resultado global es la disolución en el compartimiento central y la concentración de cationes en el compartimiento de la izquierda y concentración de aniones en el compartimiento de la derecha.

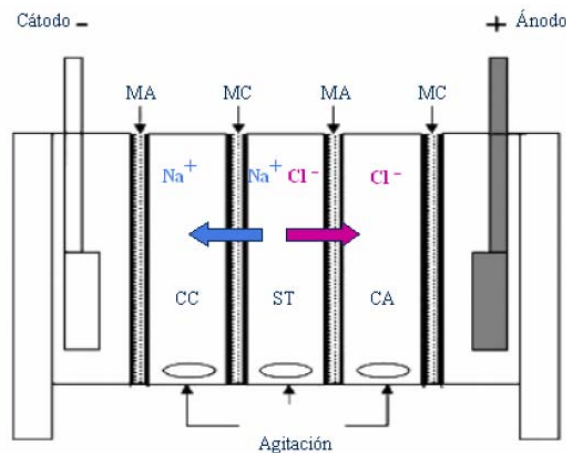


Figura 5. Funcionamiento de un módulo de electrodiálisis

4.3.5. Electrodesionización

La electrodesionización en continuo (CEDI) es un proceso que emplea una combinación de membranas de intercambio iónico, resinas de intercambio iónico y un campo eléctrico de corriente continua para desionizar el agua (Lee 2003).

En este proceso intervienen una pequeña cantidad de resinas de intercambio iónico, membranas semipermeables aniónicas y catiónicas alternadas y una corriente eléctrica continua entre dos electrodos (cátodo y ánodo). El agua procedente habitualmente de un sistema de ósmosis inversa, atraviesa el módulo donde debido al potencial eléctrico aplicado a los electrodos se provoca la migración de los iones, produciéndose la desionización y desviándose así los iones al compartimiento del concentrado esto se aprecia en la Figura 6 (Ervan 2002).

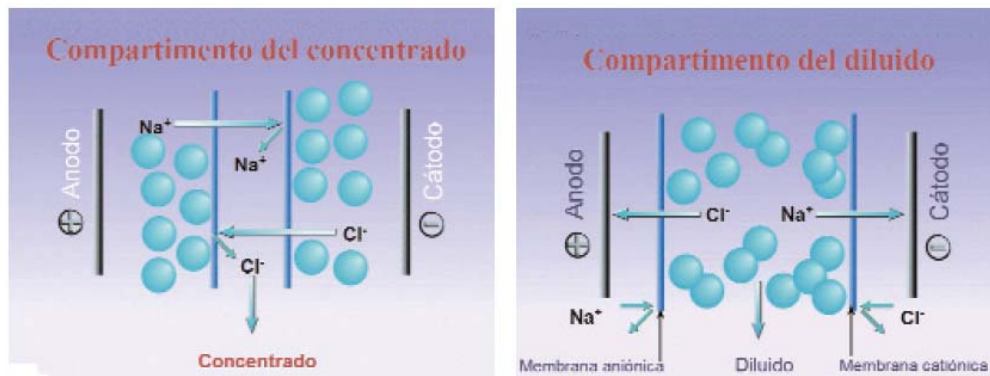


Figura 6. Migración de los iones en el concentrado y Migración de los iones en el diluido

El tratamiento de agua para la operación de calderas de alta presión y generación de vapor para producción de energía eléctrica implica el diseño de plantas con alta disponibilidad, fiabilidad y calidad química del agua producida, un ejemplo es la planta de cogeneración en ciclo combinado de 95,4 MW de Iberdrola Soluciones Energéticas/EnergyWorks para GE Plastics en Cartagena. Esta planta está diseñada para una capacidad de producción de $2,850 \text{ m}^3/\text{día}$ de agua con una conductividad inferior a $0,1 \mu\text{S}/\text{cm}$.



Figura 7. Equipos modulares de electrodesionización en continuo para producción de agua desionizada para calderas de alta presión (producción $2,850 \text{ m}^3/\text{día}$)

4.4. INTERCAMBIO IONICO

El intercambio iónico es una reacción química reversible, que tiene lugar cuando un ión de una disolución se intercambia por otro ión de igual signo que se encuentra unido a una partícula sólida inmóvil. Este proceso tiene lugar constantemente en la naturaleza, tanto en la materia inorgánica como en las células vivas

Por sus propiedades como disolvente y su utilización en diversos procesos industriales, el agua acostumbra a tener muchas impurezas y contaminantes. Las sales metálicas se disuelven en el agua separándose en iones, cuya presencia puede ser indeseable para los usos habituales del agua. Además, el creciente interés por el medio ambiente, impone establecer tratamientos eficaces que eviten el deterioro de la calidad de las aguas, especialmente por el vertido de efluentes industriales altamente contaminados. Entre todos los tratamientos posibles, el intercambio iónico es una opción a considerar.

La ciencia de intercambiar un ión por otro empleando una matriz es una metodología antigua. Ya en la Biblia, Moisés emplea la corteza de un árbol para obtener agua potable a partir de agua salobre (Éxodo 15,23-25) y Aristóteles menciona que haciendo pasar agua de mar a través de un recipiente de cera se obtiene agua dulce (Meteorología, libro II, Parte 3).

Las propiedades como intercambiadores iónicos de algunas arcillas y minerales se conocen desde el siglo XIX y se atribuye la primera observación del fenómeno a Thompson y Way, cuyos estudios con distintas muestras de suelos agrícolas fueron publicados en 1850. En sus experimentos pasaron una disolución de sulfato o nitrato amónico a través de diversas muestras de arcilla procedente de suelos agrícolas, observando que el filtrado obtenido contenía iones calcio en lugar de iones amonio. Esta afinidad de algunos suelos por el ión amonio frente otros cationes, en este caso el calcio, los hacía más adecuados para su uso agrícola. La importancia de estos resultados en cuanto al fenómeno de intercambio iónico, no fue comprendido en su

totalidad hasta que Henneberg y Stohmann y Eichhorn , demostraron la reversibilidad del proceso en 1858.

Más adelante, en 1870, los estudios de Lemberg sobre la capacidad intercambiadora de las zeolitas ampliaron los conocimientos en estos procesos de intercambio. De hecho, las zeolitas son un ejemplo clásico de minerales con capacidad intercambiadora, y ya en 1927 se empleo la primera columna de zeolita mineral para eliminar iones calcio y magnesio que interferían en la determinación del contenido en sulfato del agua.

En 1905, Gans modificó minerales naturales denominándolos permutitas, silicatos de sodio y aluminio sintéticos, que fueron las primeras sustancias empleadas en la eliminación de la dureza del agua. No obstante estos compuestos tenían en su contra que mostraban capacidades de intercambio bajas (aunque su velocidad de regeneración era rápida) y que por debajo de pH 7 se disolvían en agua. Fueron utilizados durante cerca de catorce años y luego se abandonaron debido a sus limitaciones hasta 1950 que volvieron a utilizarse.

Una etapa intermedia en la evolución del intercambio iónico fue el reconocimiento de las propiedades intercambiadores de varios materiales orgánicos, como el carbón sulfonado. Este material presentaba un grupo funcional capaz de intercambiar cationes de modo reversible y además operaba en un rango de pH mayor que los silicatos de aluminio, de 1 a 10, por lo que resultaba ser aplicable a un número mayor de procesos industriales. El inconveniente del carbón sulfonado era que su capacidad de intercambio era aun menor que la de los silicatos de aluminio.

La aportación más importante al desarrollo del intercambio iónico fue la síntesis de resinas orgánicas, realizada en 1935 por los químicos Basil Adams y Eric Holmes del Departamento de Investigación Científica e Industrial (Reino Unido). Desarrollaron polímeros orgánicos que imitaban a las zeolitas mediante la reacción de condensación entre el fenol y formaldehído. Sustituyendo el fenol por derivados de éste, como fenoles polihídricos o por diaminas aromáticas, se dio paso a las resinas de intercambio catiónicas o aniónicas. Posteriormente, Holmes produjo una resina

catiónica fuerte a partir del ácido fenolsulfónico. Las primeras resinas Amberlita (Rohm and Haas) y Dowex (Dow Chemical Co.) se basaban en esta química.

A finales de la II Guerra Mundial, se desarrollaron polímeros intercambiadores de iones sintetizados mediante reacciones de adición, cuya estabilidad química y térmica era mayor que las resinas de condensación. El pionero de este trabajo fue Gaetano D'Alelio, que incorporó grupos de ácido sulfónico a un polímero de estireno entrecruzado con divinilbenceno (copolímero estireno-divinilbenceno), dando lugar a las resinas catiónicas de ácido fuerte. Unos años más tarde, en 1947, McBurney produjo las resinas aniónicas de base fuerte, cuyo grupo funcional era un amino cuaternario. El uso del copolímero estireno-divinilbenceno como matriz para enlazar grupos con capacidad intercambiadora, supuso una tremenda expansión en los procesos de intercambio iónico. De hecho, la mayoría de las resinas que se emplean actualmente tiene como matriz este copolímero.

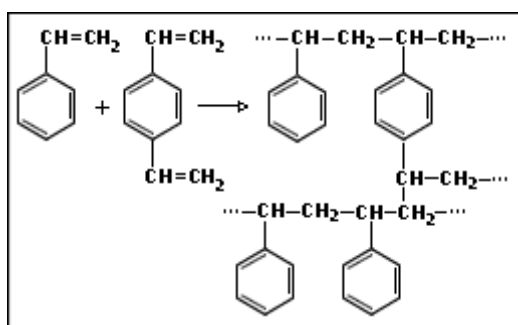


Figura 8. Síntesis del copolímero estireno-divinilbenceno

Un paso más en el desarrollo de los intercambiadores iónicos fue la búsqueda de especificidad. En 1948, Skogseid produce la primera resina específica para un metal, potasio, y a partir de este momento los investigadores basaron sus esfuerzos en incorporar a la matriz de la resina distintos grupos funcionales que aumentasen su selectividad por un determinado compuesto, desarrollando así las resinas quelatantes.

Desde entonces se ha continuado la investigación y el desarrollo en nuevas estructuras poliméricas (macroporosas, poliacrílicas, tipo gel) dando lugar a una serie de modernas resinas de intercambio iónico, cuyo empleo en el campo de

aplicaciones industriales ha sido enorme. Actualmente las empresas que tienen grandes desarrollos en resinas como los licenciadores “Rohm and Haas”, “Dowex Chemical”, “Purolite” y “Bayer” entre otros. Cada una de las empresas cuentan con una amplia variedad de resinas para el intercambio de distintos compuestos.

Resinas: Son pequeñas sustancias granuladas insolubles las cuales tienen en su estructura molecular radicales ácidos o básicos que pueden ser intercambiados. Los iones positivos o negativos fijados en estos radicales serán reemplazados por iones del mismo signo en solución en el líquido en contacto con ellos. El intercambio iónico es completado sin deterioración o solubilización Cambiando el número total de iones en el líquido antes del intercambio.

Las resinas sintéticas de intercambio iónico consisten en una matriz polimérica reticulada por la acción de un agente entrecruzante y con grupos inorgánicos que actúan como grupos funcionales. Son los materiales más habituales en las aplicaciones de intercambio iónico en la industria.

4.4.1. Resinas de intercambio iónico

4.4.1.1 Tipo de resinas

Tipos de resinas de intercambio iónico según su estructura de red:

- *Tipo gel*: También conocidas como resinas microporosas ya que presentan tamaños de poro relativamente pequeños. En estas resinas el fenómeno swelling es muy importante, ya que se hinchan en mayor o menor medida en función del porcentaje de agente entrecruzante empleado durante la polimerización y del disolvente en el que se encuentre la resina.
- Por ejemplo, una resina con baja proporción de divinilbenceno se hinchará mucho en disolución acuosa, abriendo ampliamente su estructura, lo cual permitirá la difusión de iones de gran tamaño.
- *Resinas macroporosas*: También llamadas macroreticulares. Durante la síntesis de estas resinas a partir de sus monómeros, se utiliza un co-solvente que actúa interponiéndose entre las cadenas poliméricas creando grandes superficies internas. Este disolvente se elimina una vez formada la estructura

rígida del polímero. Las perlas tienen una relación área/volumen mayor que las resinas tipo gel, y por tanto, mayor capacidad de intercambio. La estructura macroreticular favorece la difusión de los iones, mejorando por tanto la cinética de intercambio.

- *Resinas isopórosas*: Se caracterizan por tener un tamaño de poro uniforme, con lo que aumenta la permeabilidad de los iones en el interior de la red. Son resinas de alta capacidad, regeneración eficiente y de costo más bajo que las resinas macropórosas.

Tipos de resinas de intercambio iónico según el grupo funcional

- *Resinas catiónicas de ácido fuerte*: Se producen por sulfonación del polímero con ácido sulfúrico. El grupo funcional es el ácido sulfónico, $-\text{SO}_3\text{H}$
- *Resinas catiónicas de ácido débil*: El grupo funcional es un ácido carboxílico $-\text{COOH}$, presente en uno de los componentes del copolímero, principalmente el ácido acrílico o metacrílico.
- *Resinas aniónicas de base fuerte*: Se obtienen a partir de la reacción de copolímeros de estireno-divinilbenceno clorometilados con aminas terciarias. El grupo funcional es una sal de amonio cuaternario, R_4N^+ .
- *Resinas aniónicas de base débil*: Resinas funcionalizadas con grupos de amina primaria, $-\text{NH}_2$, secundaria, $-\text{NHR}$, y terciaria, $-\text{NR}_2$. Suelen aplicarse a la adsorción de ácidos fuertes con buena capacidad, pero su cinética es lenta.
- *Resinas quelatantes*: En estas resinas el grupo funcional tiene las propiedades de un reactivo específico, ya que forman quelatos selectivamente con algunos iones metálicos. Los átomos más frecuentes son azufre, nitrógeno, oxígeno y fósforo, que forman enlaces de coordinación con los metales. Sus ventajas sobre las demás es la selectividad que muestran hacia metales de transición y que el carácter de ácido débil del grupo funcional facilita la regeneración de la resina con un ácido mineral. No obstante son poco utilizadas en la industria por ser más caras que las anteriores y por tener una cinética de absorción más lenta. La resina quelatante más conocida tiene como grupo funcional el ácido iminodiacético, cuya fórmula puede verse en la Figura 9.

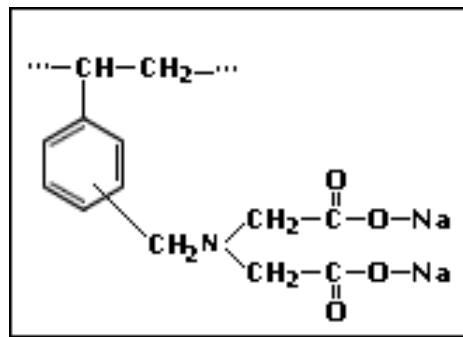


Figura 9. Estructura resina quelante

4.4.1.2 Selección de resinas (Selectividad)

Propiedad de los intercambiadores iónicos por la que un intercambiador muestra mayor afinidad por un ión que por otro. La selectividad de una resina por un ión determinado se mide con el coeficiente de selectividad K.

La selectividad depende de las interacciones electrostáticas que se establezcan entre el ión y el intercambiador y de la formación de enlaces con el grupo ionogénico. La regla principal es que un intercambiador preferirá aquellos iones con los que forme los enlaces más fuertes.

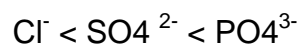
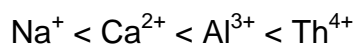
La estructura de poro y la elasticidad del intercambiador también influyen en su selectividad, como ocurre con las zeolitas. Su estructura de poro rígida les permite actuar como tamices moleculares, impidiendo la entrada de ciertos iones sencillamente por su tamaño.

La selectividad de un cambiador es una medida de la afinidad diferencial de las resinas hacia una serie de iones.

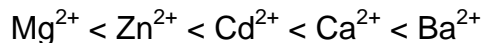
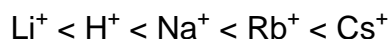
Depende de la naturaleza de los iones a ser intercambiados, de la naturaleza del cambiador y de la composición de la disolución.

En líneas generales, en concentraciones moderadas de soluciones acuosas, estará más fuertemente retenido un ión:

- 1) Cuanto mayor sea su carga



2) En igualdad de carga, para cambiadores fuertes, la afinidad será mayor cuanto menor sea el radio del ión hidratado.



4.4.2. Cinética del intercambio iónico

A diferencia de otros procesos químicos, en el intercambio iónico, las teorías cinéticas no están tan avanzadas como las que describen el equilibrio. Esto es debido a que el estudio de la cinética de intercambio iónico plantea problemas matemáticos de difícil solución.

En general las clásicas preguntas que deben responderse al estudiarse cualquier problema cinético son:

- ¿Cuál es el mecanismo del proceso?
- ¿Cuál es el paso determinante de la velocidad?
- ¿Qué leyes de velocidad sigue el proceso?
- ¿Cómo puede predecirse teóricamente la velocidad?

Mientras que las dos primeras están bien definidas, la tercera cuestión plantea más problemas, aunque se han realizado recientes estudios que pueden llevar a una respuesta satisfactoria. Sin embargo, es el último punto en el que no se ha podido todavía llegar a una respuesta satisfactoria y no pueden hacerse más que aproximaciones o conclusiones por analogías.

En general, puede decirse que la cinética de intercambio iónico estudia los fenómenos cinéticos que tienen lugar al exponer un material intercambiador a una disolución electrolítica, siendo así parcial o totalmente convertido a otra forma iónica distinta de la inicial.

4.4.3. Mecanismo de intercambio iónico

El sistema que se considera a la hora de estudiar un intercambio iónico es el de una partícula esférica del material intercambiador de tamaño uniforme que contiene un ión móvil **A**. Dicha partícula es expuesta a una disolución bien agitada que contiene a su vez el ión **B**, del mismo signo de carga que **A**. A medida que el proceso de intercambio tiene lugar, iones **A** difunden fuera de la partícula desde la fase resina hacia la disolución, a través de una película de disolución deficientemente agitada que envuelve a la partícula, denominada película, denominada película de Nernst. Los iones **B**, a su vez, recorren el camino inverso entrando en el intercambiador (Figura 10)

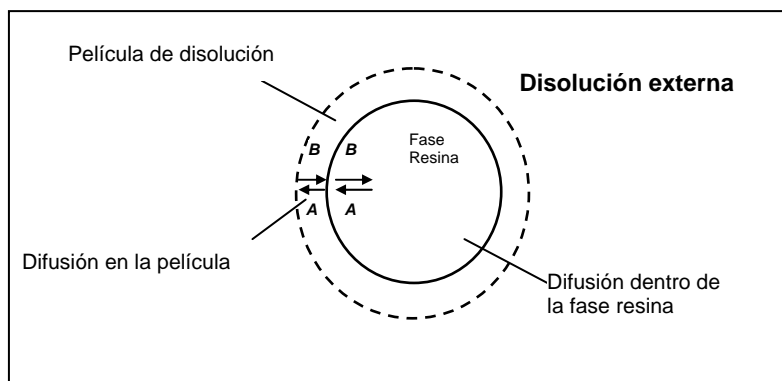


Figura 10. Mecanismo de difusión en el proceso de intercambio iónico

Esta interdifusión de iones por la cual un ión **B** de la disolución difunde hasta llegar al grupo ionogénico del intercambiador para intercambiarse por el ión **A** y éste difundir hacia la disolución externa, es lo que se conoce como intercambio iónico. Prácticamente en todos los casos, se ha observado que el paso determinante de la velocidad del proceso es la difusión de los iones y no la reacción de intercambio. Por esta razón, se ha considerado el intercambio iónico como un fenómeno de difusión. Por otra parte, debido al principio de electroneutralidad, el intercambio iónico es un proceso estequiométrico, por el cual, cada ión que deja el intercambiador es reemplazado por una cantidad equivalente del otro ión. Simplificar el proceso de intercambio iónico como simple transferencia de masa conlleva una serie de errores o posibles desviaciones que puedan ser debidas a que, junto al proceso de intercambio iónico, se den reacciones químicas (Margineda, 2004).

4.4.4. Paso determinante de la velocidad del proceso

Aceptando la hipótesis de que el intercambio iónico es simplemente una redistribución de los iones entre el intercambiador y la disolución, pueden distinguirse cuatro pasos de transferencia de masa, además de la reacción de intercambio iónico entre ellos:

- Transferencia o difusión del ión **B** desde el seno de la disolución a la película de disolución que rodea el intercambiador.
- Transferencia del ión B desde la película de disolución hasta el interior del intercambiador.
- Intercambio iónico.
- Transferencia del ión A desde el interior del intercambiador hasta la película de disolución que lo rodea.
- Transferencia del ión A desde la película que rodea el intercambiador hasta el seno de la disolución.

Sin embargo, para mantener la electroneutralidad, el flujo de los iones debe ser simultáneo, es decir, la difusión del ión A debe ser contrarrestada por la difusión del ión B, por lo que finalmente sólo se consideran dos etapas cinéticas.

- Transferencia de masa en la fase líquida: Corresponde a la difusión de los iones entre el seno de la disolución y la película de fase móvil (difusión interparticular).
- Transferencia de masa en fase resina: Corresponde a la difusión entre la película de disolución que rodea al intercambiador y el interior del mismo (difusión intraparticular).

Así pues, considerando estos dos casos generales, se puede decir que cuando el intercambio iónico está controlado por difusión intraparticular, por definición, la difusión en la película de disolución es mucho más rápida que la difusión dentro del intercambiador. Las diferencias de concentración en la película son mínimas, mientras que en la partícula existe un gradiente de concentración. En este caso, el flujo de intercambio depende de la concentración de los grupos cargados fijos en fase resina, es decir es directamente proporcional a la capacidad del intercambiador, al coeficiente de difusión intraparticular y es inversamente proporcional al radio de la

partícula. Por otro lado, el flujo es independiente del grosor de la película, de la concentración de la disolución y de los coeficientes de difusión en la película. Por otro lado, en el caso de un intercambio iónico controlado por una difusión interparticular (es decir, en la película de disolución que rodea al intercambiador) por definición, la difusión en el intercambiador es mucho más rápida que en la película y, análogamente, sólo existe gradiente de concentración en la película. Por el mismo razonamiento, el flujo es directamente proporcional a la concentración de la disolución y a los coeficientes de difusión en la película de disolución y es inversamente proporcional al grosor de dicha película. En cambio, es independiente de la concentración de los grupos fijos cargados, coeficientes de difusión en el interior del intercambiador y el radio de la partícula.

La rapidez del intercambio iónico está, por tanto, determinada por el más lento de los dos procesos.

4.4.4.1 Leyes de la rapidez del intercambio iónico

La rapidez del intercambio iónico viene determinada por procesos de difusión. Por lo tanto, las leyes que describen la rapidez del intercambio iónico se pueden obtener aplicando las ecuaciones de difusión. Sin embargo los fenómenos que se dan en los sistemas de intercambio iónico como la difusión inducida por fuerzas eléctricas, la selectividad, interacciones específicas o cambios en las propiedades del hinchamiento, provocan que se desvíen de la linealidad y la aplicación de estas ecuaciones no es tan sencilla.

Para empezar en el caso de difusión, el primer paso consiste en aplicar la primera ley de Fick:

$$J_i = -D_i * \nabla C_i$$

Donde J_i es el flujo (en moles por unidad de tiempo y sección) de la especie i que difunde, ∇C_i es un gradiente de concentración (moles por unidad de volumen) y D_i es coeficiente de difusión correspondiente (en unidades de área por unidad de

tiempo). El coeficiente de difusión de los iones es un dato bien conocido para cualquier líquido, pero no ocurre lo mismo para el caso de los intercambiadores, debido a la presencia de la matriz que dificulta la difusión de las especies. La teoría de la cinética del intercambio iónico considera el intercambiador iónico como una fase prácticamente homogénea, permitiendo así aplicar la ley de Fick. Por concordancia, la concentración debe expresarse en moles por unidad de volumen de la resina hinchada (\bar{C}_i).

Por otra parte, uno de los factores más importantes que afectan la difusión en los intercambiadores iónicos es la acción de campo eléctrico inducido. La conservación de la electroneutralidad impone una limitación a los flujos iónicos: la transferencia de carga debida a la transferencia de una especie iónica debe ser compensada por una transferencia equivalente de una a o varias especies iónicas. Cualquier desviación de la electroneutralidad debida a diferencias en la rapidez de difusión de las especies, provocará un campo eléctrico que afectará a todos los iones presentes produciendo lo que se conoce como transferencia eléctrica de los mismos. Como se puede observar en la Figura 11, la dirección de la transferencia eléctrica será la de un ión más lento, de manera que iguale los flujos netos para mantener la electroneutralidad.

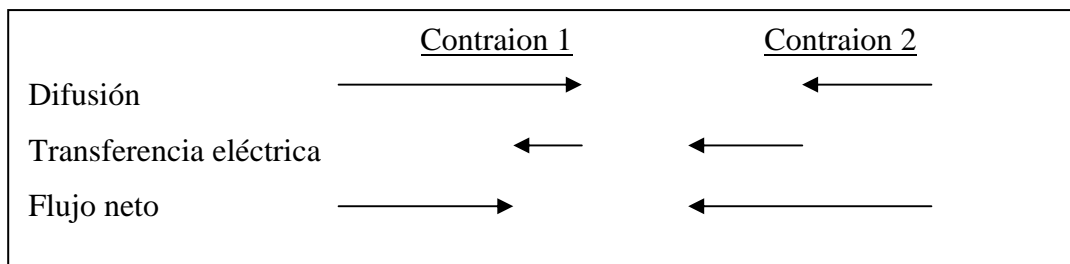


Figura 11. Esquema de flujo de difusión de los iones

Así pues, el término correspondiente a la transferencia eléctrica se debe incluir en el tratamiento matemático. De esta manera se llega a la ecuación Nernst-Planck:

$$\bar{J}_i = -\bar{D}_i \nabla \bar{C}_i - \bar{U}_i z_i \bar{C}_i \nabla \varphi$$

Donde z_i es la carga del ión, $\nabla \varphi$ el gradiente de potencial eléctrico, \bar{D}_i , es el coeficiente de difusión del ión en la resina y \bar{U}_i es su movilidad electroquímica en la resina y se expresa como:

$$\overline{U}_i = \overline{D}_i \frac{F}{R * T}$$

Siendo F la constante de Faraday, R la constante de los gases ideales y T la temperatura.

El modelo de Nernst-Planck más ampliamente utilizado se aplica al intercambio binario, con una nula presencia de co-iones en el intercambiador debido a una exclusión de "Donnan" fuerte y teniendo en cuenta que la concentración de los grupos funcionales cargados fijos permanece constante, al igual que los coeficientes de difusión de las especies. De esta manera la combinación de las ecuaciones de Nernst-Planck para ambos iones bajo condiciones de electroneutralidad y sin transferencia de carga neta da lugar a la ecuación que sigue a continuación:

$$\overline{J}_A = \overline{D}_{AB} \nabla \overline{C}_A$$

Donde D_{AB} es el coeficiente de interdifusión y se define como:

$$\overline{D}_{AB} = \frac{\overline{D}_A * \overline{D}_B * (z_A^2 * \overline{C}_A + z_B^2 * \overline{C}_B)}{z_A^2 * \overline{C}_A * \overline{D}_A + z_B^2 * \overline{C}_B * \overline{D}_B}$$

Como se puede comprobar, este coeficiente de interdifusión no es constante, sino que depende de las concentraciones relativas de ambos iones y de la composición del intercambiador. Así pues, esta expresión puede simplificarse en los siguientes casos:

- Si la concentración de **A** en la fase resina es muy pequeña ($\overline{C}_A \rightarrow 0$, $\overline{C}_A \ll \overline{C}_B$), entonces el coeficiente de interdifusión tiende al coeficiente de difusión del ión **A** en la resina ($\overline{D}_{AB} \rightarrow \overline{D}_A$).
- Mientras que en el caso inverso, donde la concentración de **B** en la resina es muy baja ($\overline{C}_B \rightarrow 0$, $\overline{C}_A \gg \overline{C}_B$) el coeficiente de interdifusión tiende al coeficiente de difusión del ión **B** en la resina ($\overline{D}_{AB} \rightarrow \overline{D}_B$).

Por tanto, se puede generalizar que el ión presente en menor concentración en la fase resina tiene mayor efecto sobre la velocidad de interdifusión.

Matemáticamente, también se llega a la conclusión de que el intercambio iónico es más rápido si el ión que difunde más rápido se encuentra inicialmente en el intercambiador iónico.

Las principales diferencias entre el tratamiento de un sistema controlado por la difusión intraparticular y un sistema controlado por la difusión interparticular son que, en este último caso, tanto la presencia del co-ion que se encuentra en cantidad equivalente al ión móvil como la selectividad juegan un papel importante, situación que no ocurre en un proceso dominado por la difusión intraparticular donde son dos parámetros que afectan al proceso. Los tratamientos matemáticos explicados (ley de Fick o de Nernst-Plank) dan lugar a diferentes soluciones según el sistema esté regido por la difusión intra o interparticular.

Estos tratamientos son, obviamente, una sencilla aproximación que no tiene en cuenta coeficientes de selectividad (directamente relacionados con el factor de separación), ni considera el hecho de que puedan existir reacciones que acompañen al intercambio iónico y afecten tanto al equilibrio como a la cinética. Sin embargo es una aproximación válida en numerosos casos.

4.4.5. Modelos cinéticos para el intercambio iónico

Desde el momento que se estudia la cinética de liberación de un intercambiador iónico, se toma como objetivo identificar los parámetros que difunden hacia la misma, así como identificar cuál es el paso determinante del proceso. Una vez establecido el paso determinante de la velocidad, el parámetro principal es el coeficiente de difusión. Se han formulado numerosos modelos y variaciones de los mismos, basados tanto en mecanismos de difusión intraparticular como interparticular.

4.4.5.1 Modelo de difusión intraparticular

Los primeros estudios cinéticos del proceso de intercambio iónico fueron realizados por el grupo de investigación de G. E. Boyd a partir de otros trabajos realizados, por ejemplo, por R.M.Barrer en los que se estudiaba la difusión de especies químicas en el interior de un sólido. En un principio, se estudiaron procesos en continuo (experimentos realizados en columna) y se encontró una expresión empírica

aplicable a los primeros instantes del proceso de intercambio iónico que es la siguiente:

$$\frac{Q_t}{Q_\infty} = \frac{6}{r} * \sqrt{\frac{D * t}{\pi}}$$

Donde Q_t es la cantidad total de ión que se ha liberado en el momento t , Q_∞ es la cantidad total de la especie en cuestión liberada una vez alcanzado el equilibrio, D es el coeficiente de difusión de la especie y r es su radio.

En un estudio posterior realizado por T.R.E. Kressman y J.A.Kitchener, se dedujo otra expresión similar aplicada a procesos en discontinuo o en batch.

$$\frac{Q_t}{Q_\infty} = \frac{6}{r} * \frac{Q_0}{Q_0 - Q_\infty} * \sqrt{\frac{D * t}{\pi}}$$

Donde Q_0 es la cantidad total de ión que hay inicialmente en la resina.

La diferencia evidente es un factor de corrección debido a que en experimentos en discontinuo raramente se puede llegar a liberar la totalidad del ión que inicialmente está en la resina, ya que siempre se llegará a una condición de equilibrio con el medio que rodea al intercambiador. En cambio, en los procesos en columna, la disolución que se utiliza está continuamente aportando solución libre del ión libre que se está liberando, por lo que es posible llegar a un factor de conversión de 1, que equivale a que se ha llegado a intercambiar el 100% de los iones que inicialmente estaban en la resina.

Para poder obtener el valor del coeficiente de difusión (D) se realiza la representación de los valores de Q_t / Q_∞ obtenidos experimentalmente respecto a $t^{1/2}$.

4.4.5.2 Modelo de difusión interparticular

El mismo estudio de Kressman y Kitchener permitió la deducción de un modelo aplicable a experimentos en discontinuo en los cuales la etapa determinante del proceso de intercambio iónico es la difusión a través de la película de disolución. Así pues aplicando la ley de Fick a la capa de Nernst y aceptando que el gradiente de difusión es lineal, se obtiene la siguiente expresión:

$$\frac{dQ_t}{dt} = \frac{D_L}{\delta} \left[k' * (Q_0 - Q_t) - \frac{Q_t}{V} \right]$$

Cuya integración da:

$$Q_\infty * \ln \left(1 - \frac{Q_t}{Q_\infty} \right) = -kt$$

Donde k es una constante indicativa de la rapidez de difusión del ión y que equivale $D_L k' / \delta$, en la cual, δ es el grosor de la capa efectiva de difusión de Nernst, es decir, el grosor del film, el cual no puede medirse directamente, si no calcularse en base a consideraciones teóricas. El valor δ , en general, suele ser del orden de 10^{-3} a 10^{-2} cm. Por su parte, k' es una constante que proviene de considerar que el número de iones en la superficie del intercambiador que están libres para participar en el proceso de difusión a través de la película en un momento determinado, es proporcional al total que hay en la resina e igual a $k' * (Q_0 - Q_t)$. Por último D_L es el coeficiente de difusión lineal a través de la capa de Nernst|.

La representación de los datos del $\ln \left(1 - \frac{Q_t}{Q_\infty} \right)$ respecto al tiempo de una relación lineal en los procesos regidos por la difusión en la película de disolución que rodea a la partícula de la resina.

El estudio cinético de un proceso de intercambio iónico implica la adquisición de datos adecuados y su tratamiento según los dos modelos explicados. En principio, en los procesos regidos por uno u otro mecanismo se podrá observar un comportamiento lineal de los datos según el modelo correspondiente.

4.5. UNIDADES DESMINERALIZADORAS DE AGUA (UDAs)

4.5.1. Funcionamiento

La operación de intercambio iónico se realiza habitualmente en semicontinuo, en un lecho fijo de resina a través del cual fluye una disolución. El régimen de funcionamiento no es estacionario por variar continuamente la concentración de los

iones en cada punto del sistema. Las instalaciones constan generalmente de dos lechos idénticos, de forma que si por uno de ellos circula la disolución que contiene los iones que se desea intercambiar, el otro se está regenerando.

Al inicio de la operación de un lecho, la mayor parte de la transferencia de materia tiene lugar cerca de la entrada del lecho donde el fluido se pone en contacto con intercambiador fresco. A medida que transcurre el tiempo, el sólido próximo a la entrada se encuentra prácticamente saturado y la mayor parte de la transferencia de materia (t.m.) tiene lugar lejos de la entrada. Debido a la resistencia que opone el sistema a la transferencia de iones desde el seno del líquido a los centros de intercambio, se establece un gradiente de concentración en el lecho (Figura 12). La región donde ocurre la mayor parte del cambio de concentración es la llamada zona de transferencia de materia, esta zona separa la zona virgen de la resina y la de saturación y sus límites frecuentemente se toman como $c/c_0 = 0.95$ a 0.05 (Mc Cabe, 1998).

A medida que progresa el intercambio iónico la zona de transferencia de materia se traslada en el lecho hasta alcanzar su extremo inferior (Figura 13), instante a partir del cual la disolución de salida contendrá cantidades crecientes de los iones que se desea intercambiar.

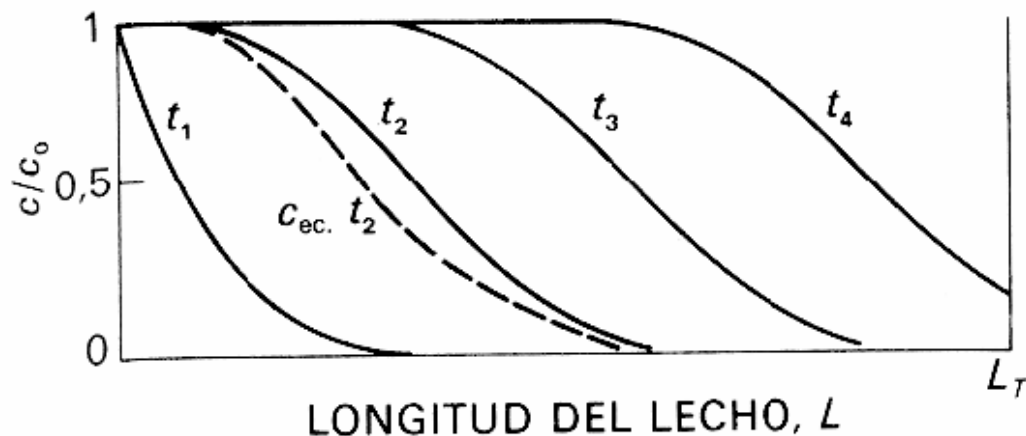


Figura 12. Perfiles de concentración en el lecho a lo largo del tiempo

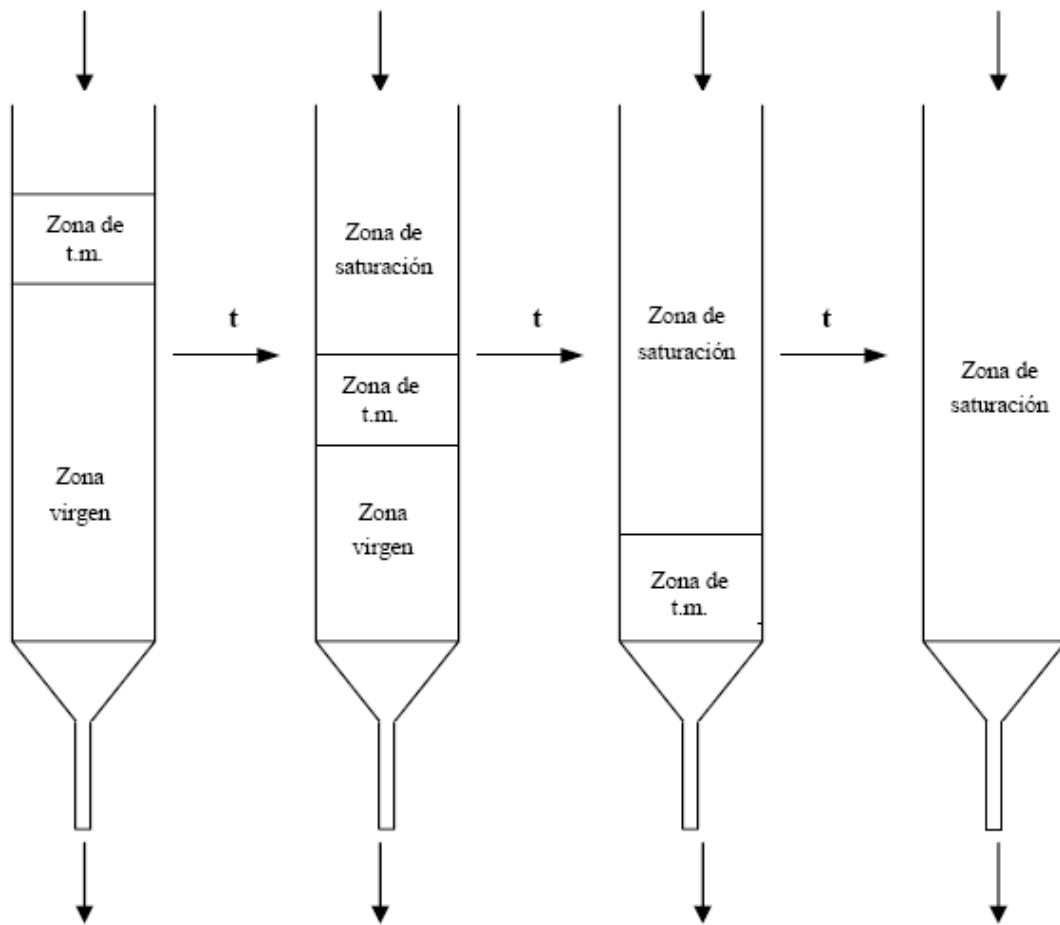


Figura 13. Evolución de la concentración en un lecho de intercambio iónico

El tiempo transcurrido desde el comienzo de la operación en el lecho hasta que los iones de la disolución aparecen en la corriente de salida o más concretamente, cuando se alcanza la máxima concentración permisible en el efluente, se denomina **Tiempo de ruptura** (t_R). En este momento, la corriente se desviaría a un segundo lecho, iniciando el proceso de regeneración del primero. La curva que representa la evolución de la concentración del efluente que abandona el lecho recibe el nombre de **Curva de ruptura**. (Figura 14)

El conocimiento de la curva de ruptura, es fundamental para el diseño de un lecho fijo de intercambio iónico, y en general debe determinarse experimentalmente, dada la dificultad para predecirla.

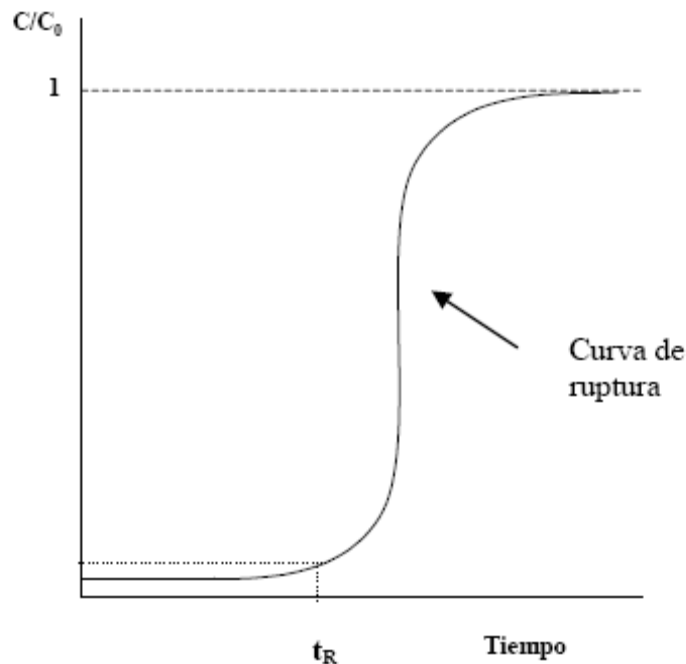


Figura 14. Diagrama concentración efluente – tiempo

Se define como **Capacidad de la resina** el valor de la concentración de iones que pueden ser retenidos por una unidad de peso de resina. Suele expresarse como meq de soluto retenidos/g resina seca. La capacidad de la resina es un parámetro fundamental para la selección del intercambiador ya que generalmente se requieren capacidades altas para la separación o purificación a realizar.

La determinación de la capacidad máxima de una resina catiónica se realiza intercambiando ésta con una disolución básica: se produce una reacción irreversible entre el catión saliente de la resina con los iones OH^- de la disolución de tal forma que si existe suficiente concentración de soluto llega a agotarse la capacidad total de la resina.

Para el cálculo de la capacidad de la resina en lecho fijo en unas condiciones determinadas es necesario conocer cuál es la cantidad total de soluto retenido por la misma. Este valor se puede determinar a partir de la curva de ruptura del sistema en función del volumen eluído (Figura 15), calculando el área de la zona comprendida

entre la curva de ruptura y la línea recta horizontal correspondiente a la concentración de la disolución de entrada. Dividiendo este valor entre el peso total de resina contenido en la columna, se determinará la capacidad de la resina utilizada en ciertas condiciones.

$$q_o = \frac{\text{Área sobre la curva de ruptura}(L) * C_o(\text{meq} / L)}{\text{peso de resina}}$$

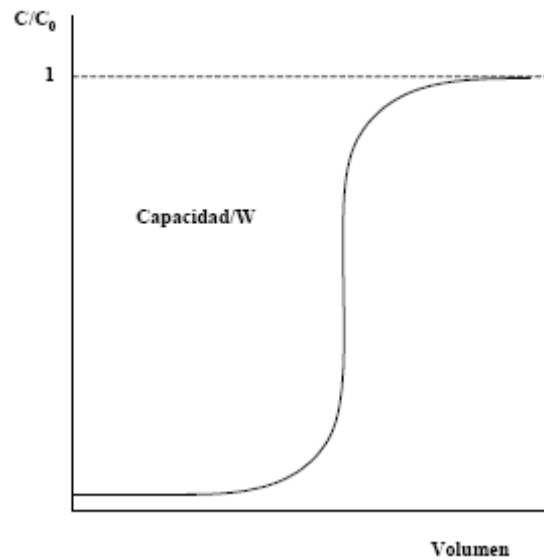


Figura 15. Cálculo de la capacidad de una resina.

La fracción de lecho utilizado en el punto de ruptura o a cualquier tiempo de la operación se puede determinar a partir de la cantidad de soluto retenida en ese punto y la capacidad de la resina.

$$\text{Fracción de lecho utilizado} = \frac{\text{cantidad de soluto retenida}(\text{meq})}{q_o(\text{meq} / g) * \text{peso de resina}}$$

La cantidad de soluto retenida a un tiempo dado se calcula determinando el área de la zona comprendida entre el tramo correspondiente de la curva de ruptura y la línea recta horizontal que corresponde a la concentración de la disolución de entrada.

$$\text{Cantidad de soluto retenida (meq)} = A_t * C_0$$

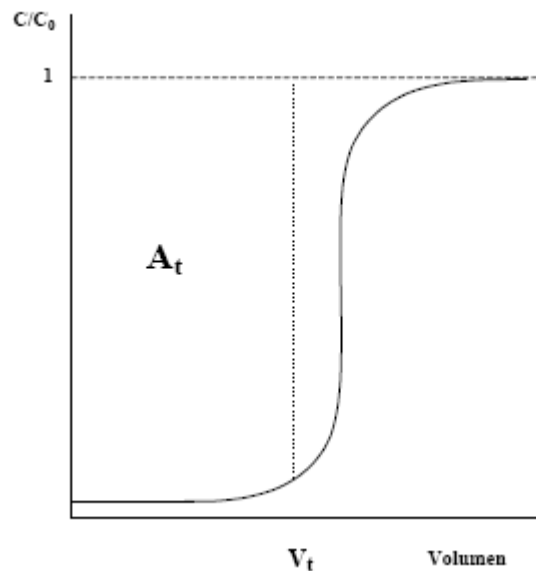


Figura 16. Cálculo de la cantidad de soluto retenida a un tiempo determinado

Una vez iniciada la operación de intercambio, el perfil de concentración en la zona de transferencia de materia adquiere pronto su forma característica y una anchura que no varía al desplazarse a través del lecho. Por tanto, si se utilizan diferentes longitudes de lecho, manteniendo constante el resto de las condiciones, se obtendrán curvas de ruptura de la misma forma. En lechos de gran longitud la zona de transferencia representa una fracción menor de forma que se utiliza una mayor fracción y longitud de lecho. La longitud de lecho no utilizado en un punto determinado se puede calcular a partir de la fracción del lecho utilizado y la longitud del lecho.

$$\text{Longitud de lecho no utilizado} = \text{Longitud del lecho} - [\text{Fracción del lecho utilizada} * \text{Longitud del lecho}]$$

4.5.2. Capacidad de la resina

Las capacidades de las resinas catiónicas y aniónicas se expresan normalmente en forma de equivalentes de ión separado por unidad de volumen de lecho (por ejemplo equivalentes/l de resina o equivalentes /m³ de resina). Puede expresarse también por unidad de peso de lecho (por ejemplo, equivalentes/kilogramo de resina). Pueden expresarse también por unidad de peso de lecho (por ejemplo equivalentes/kg de resina)

4.5.3. Regeneración de resina

La etapa de regeneración consiste en devolver el intercambiador saturado a su forma iónica inicial, empleando una disolución concentrada en el ión originariamente asociado al intercambiador (por ejemplo, un ácido mineral para una resina ácida fuerte). Esta etapa es importante en el proceso de intercambio iónico ya que el buen funcionamiento del intercambiador en sucesivos procesos de carga depende de una regeneración eficiente.

Para obtener el máximo rendimiento de esta etapa es importante optimizar parámetros como la concentración y volumen de disolución regenerante así como la velocidad de flujo.

La regeneración tiene dos inconvenientes importantes:

- El gasto económico en regenerante.
- La generación de residuos, ya que después de regenerar el intercambiador se obtienen disoluciones altamente ácidas o básicas generalmente muy concentradas en metales que deben ser tratadas o eliminadas.

4.5.4. Tipos de UDAs

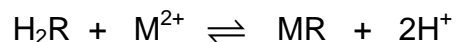
4.5.4.1 Sistema convencional

En los sistemas convencionales la alimentación de agua cruda o tratada, se realiza por la parte superior al igual que la regeneración, pero entre estos pasos se tienen que realizar un retrolavado a contracorriente, para remover los sólidos depositados en la cama de resina, esto se puede observar en las Figuras 17 y 18. En el diseño de las unidades de intercambio iónico se calcula la altura de la cama y se le suma un 75% en altura para la expansión de la resina.

El diseño de un sistema convencional debe tomar en cuenta

4.5.4.1.1 Intercambiadores catiónicos

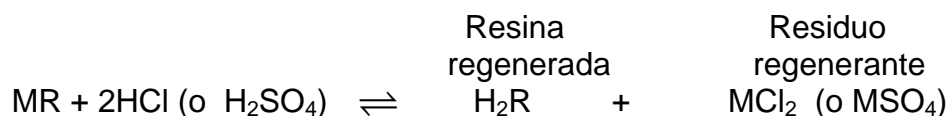
Las resinas de intercambio catiónico, separan los cationes de una solución, intercambiándolos por iones hidrógeno. La separación se presenta en la siguiente reacción:



Donde R indica la resina y M el catión (por ejemplo, Ca^{2+} , Mg^{2+}). Los iones de Ca^{2+} y Mg^{2+} quedan retenidos sobre la resina y se produce un efluente ablandado.

Cuando la capacidad de intercambio iónico de la resina se agota, la resina debe regenerarse. Antes de la regeneración, la columna debe lavarse a contracorriente para eliminar los depósitos de sólidos. La regeneración consiste en el paso a través de la columna de una solución ácida, normalmente H_2SO_4 o HCl .

Las reacciones de regeneración son las que se presentan a continuación:



Las condiciones típicas del regenerante son del 2 al 5 % en peso con caudales de 40 a 80 L/(min)(m²) como se indica en la reacción de regeneración, el residuo regenerante está formado por sales catiónicas. A continuación de la regeneración el lecho del intercambiador se lava con agua para separar el regenerante residual.

Las reacciones y las direcciones de flujo para las diferentes corrientes involucradas en la operación de un intercambiador catiónico se indican en la Figura 17. Las resinas de intercambio catiónico son de ácidos débiles y fuertes.

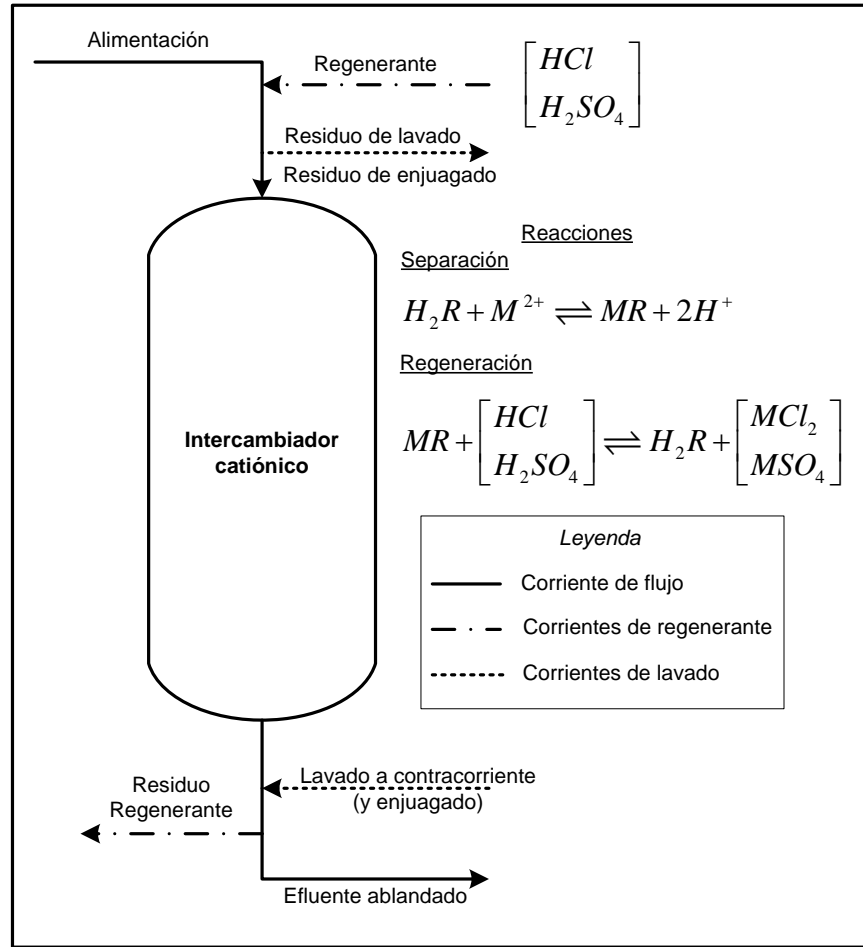
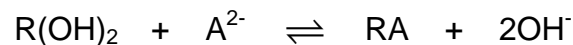


Figura 17. Intercambiador catiónico

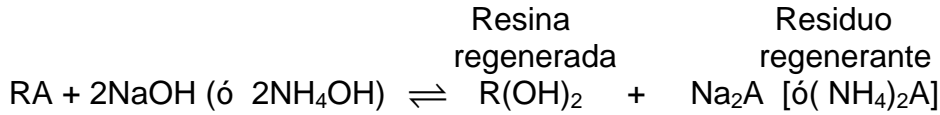
4.5.4.1.2 Intercambiadores aniónicos

Las resinas intercambiadoras aniónicas separan aniones de una solución intercambiándolos por iones oxhidrilo. La separación viene representada por la siguiente reacción, en la que A^{2-} representa un anión.



De esta forma, aniones tales como SO_4^{2-} , CrO_4^{2-} , se eliminan de la solución. La regeneración se hace después del punto de ruptura, normalmente precedida por un lavado a contracorriente para eliminar los depósitos de sólido. Los regenerantes

normalmente usados son hidróxido de sodio y amonio. La reacción de regeneración es:



Las concentraciones normales del regenerante son del 5 al 10 % en peso. Normalmente los intercambiadores catiónicos y aniónicos se emplean en serie. Los intercambiadores aniónicos son bases fuertes y débiles. Las reacciones y las direcciones de flujo de las diferentes corrientes involucradas en el funcionamiento de un intercambiador aniónico se indican en la Figura 18.

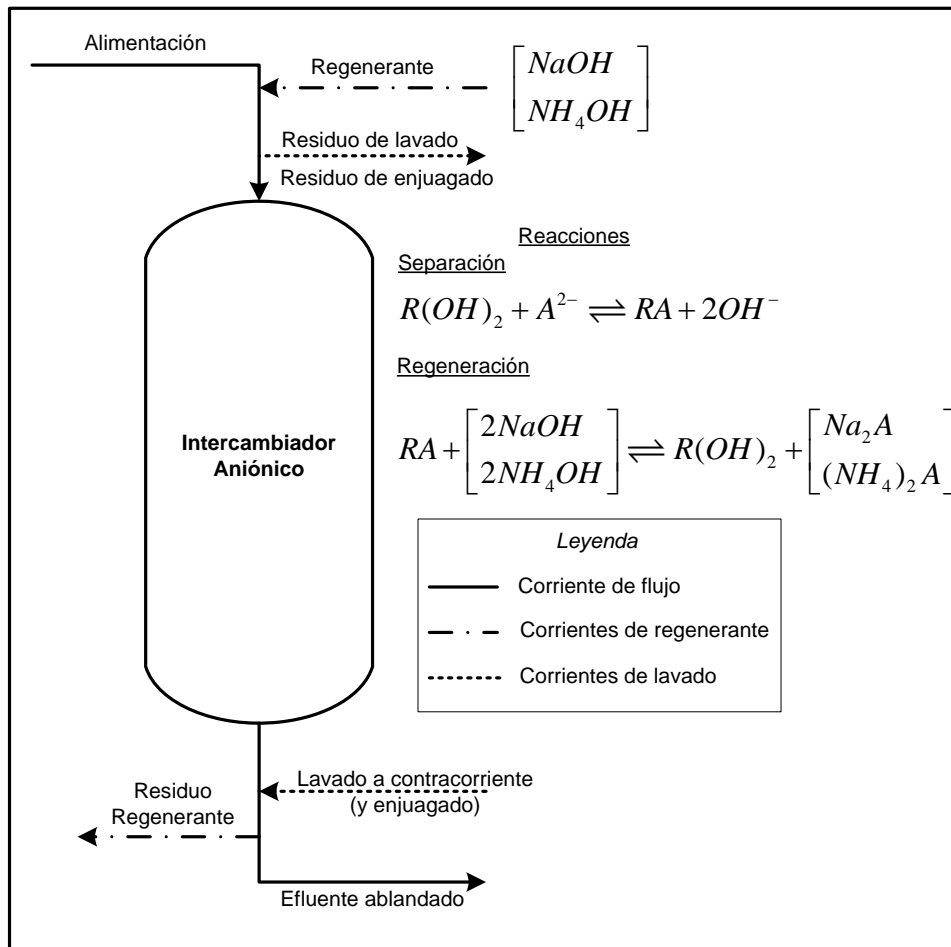


Figura 18. Intercambiador aniónico

4.5.4.2 Lechos empacados

La diferencia principal con el sistema convencional es que la alimentación del agua se hace por la parte inferior de las unidades de intercambio iónico, además el tanque se puede dividir en cámaras que se rellenarán de resina de acuerdo al requerimiento de la calidad de agua a tratar. Es importante mencionar las ventajas que tiene el sistema de lechos empacados sobre el sistema convencional.

- Este sistema no requiere de un retrolavado previo a la regeneración por lo que se requiere menor consumo de agua para el proceso de regeneración de resina.
- El arreglo permite un menor consumo de reactivos.

La Figura 19 muestra esquema simplificado del sistema de lechos empacados

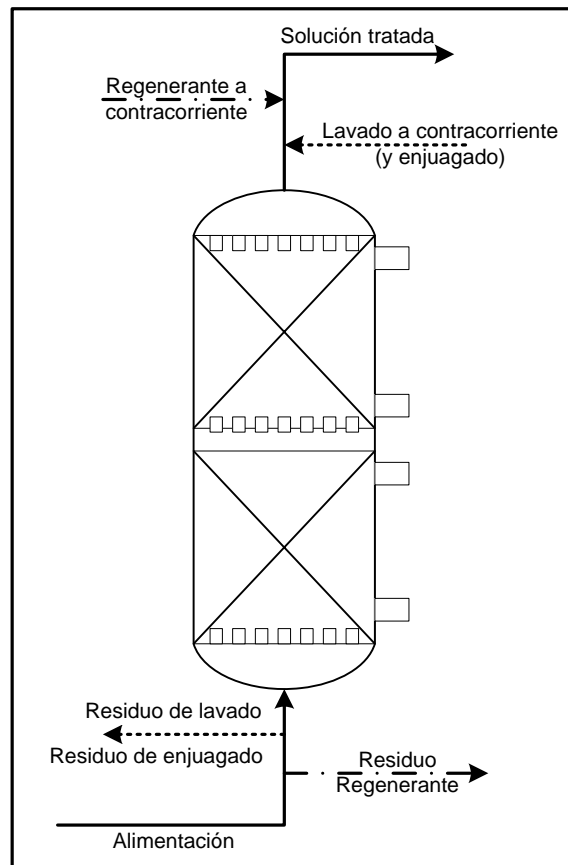


Figura 19. Lecho empacado

5. METODOLOGÍA

Este trabajo de tesis comprende dos etapas, siendo la primera la realización de un diagnóstico operacional de una unidad desmineralizadora de agua (intercambio iónico) que tiene más de 20 años de operación; el sistema objeto de estudio es de tipo convencional y que se encuentre operando en una refinería. La segunda etapa del trabajo es una propuesta de cambio de tecnología del sistema convencional a un sistema de lechos empacados.

5.1. Selección y clasificación de información

Primero se debe reunir toda la información acerca del diseño original de la unidad desmineralizadora de agua. Esto con el fin de conocer las dimensiones de los equipos, los trenes de operación y los tiempos de regeneración, para compararlos contra la operación actual

Verificar los cambios o modificaciones al sistema, si representaron cambios mayores o si sólo se hicieron trabajos o programas de mantenimiento y si estos afectaron o no la producción de agua desmineralizada así como la eficiencia de los equipos.

Para el diagnóstico del estado en el que se encuentra la unidad desmineralizadora de agua, se necesita la información de producción promedio actual de agua desmineralizada y su capacidad disponible de producción. También se necesita la calidad de agua promedio a la entrada a las unidades desmineralizadas de agua, esto con el fin de proponer el tipo de resina con respecto a los iones que se necesitan remover.

Con proveedores de resina se necesitan hojas de datos para resinas los cuales se utilizarán para el cálculo de volumen

5.2. Inspección de campo

Se visitó la planta productora de agua desmineralizada, con el fin de observar y calificar los daños en las unidades desmineralizadoras. La metodología y pasos se presentan a continuación.

Se verificó primero el estado de los equipos con el siguiente orden:

- Tanques o recipientes de intercambio iónico. Corrosión, fugas, soportes, conexiones de entrada y salida, instrumentación, piso, etc. (unidad catiónica débil, unidad catiónica fuerte, unidad aniónica y unidad mixta).
- Unidades eliminadoras de gases (CO₂, oxígeno) ya sea desgasificador o descarbonatador. Principalmente fugas, corrosión, soportes, piso.
- Bombas de agua desgasificada: Datos de placa y presión de descarga.
- Válvulas manuales y automáticas. Fugas y estado de corrosión.
- Tubería en general. Fugas y corrosión.
- Sistema de regeneración comprende la regeneración de ácido sulfúrico para resinas catiónicas y sosa para resinas aniónicas.
 - Tanque de reactivos regenerantes.
 - Bombas dosificadoras de regeneración.
 - Válvulas automáticas del sistema de regeneración
 - Válvula check de regeneración en línea
 - Tubería.

Después de hacer la inspección a los equipos, se verificó el funcionamiento de los indicadores de presión, temperatura, pH, conductividad, sílice y los parámetros que tuvieron indicadores.

Se realizó una revisión de los tiempos de saturación de la resina, de los tiempos y pasos para su regeneración.

Se realizó la propuesta de cambio de tecnología para la unidad desmineralizadora de tipo convencional a lechos empacados.

6. DIAGNÓSTICO OPERACIONAL DE LA UNIDAD DESMINERALIZADORA DE AGUA

La visita fue realizada, por lo que se tiene el siguiente reporte de funcionamiento y de los daños más frecuentes en las unidades desmineralizadoras de agua.

6.1. Operación actual

La unidad desmineralizadora de agua estudiada cuenta con tres trenes de operación y el diagrama de la Figura 20 describe la ubicación actual del sistema convencional de operación.

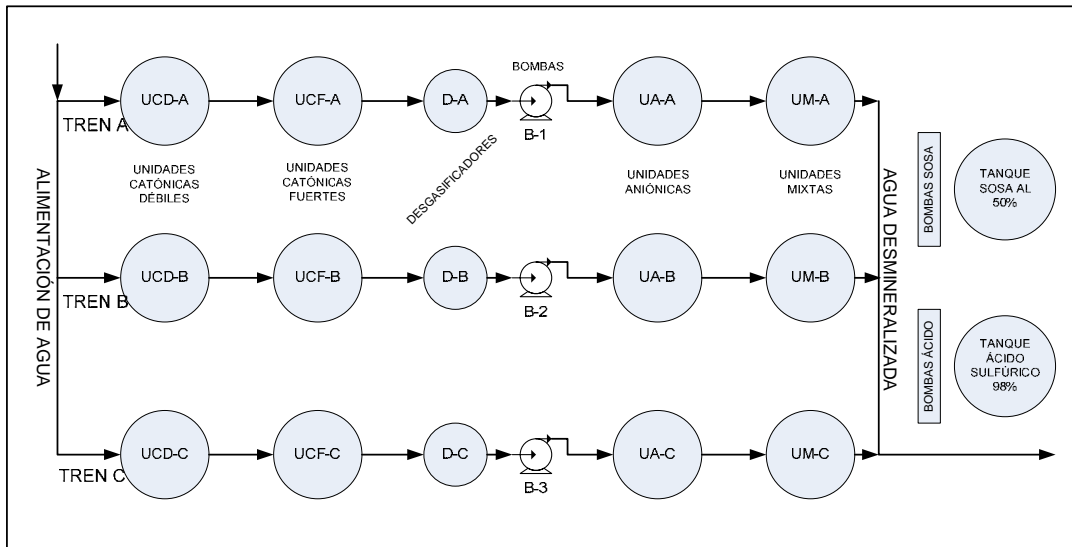


Figura 20. Trenes de operación UDA

El proceso de desmineralización para la UDA (unidad desmineralizadora de agua) tipo convencional, comienza desde alimentación de agua; se requiere de agua pretratada para prevenir la formación de incrustación y taponamiento por partículas y coloides. El primer recipiente o unidad de intercambio iónico por el que pasa el agua cruda (pretratada) es la unidad catiónica débil y llega a una presión estimada de 3.5 kg/cm²; después llega a la unidad catiónica fuerte, para posteriormente eliminar el CO₂ en el desgasificador, el agua obtenida se le nombra agua desgasificada y del fondo es llevada con bomba a la unidad aniónica, para finalmente pasar por la unidad de lecho mixto y obtener el agua desmineralizada, este proceso se esquematiza en la Figura 21.

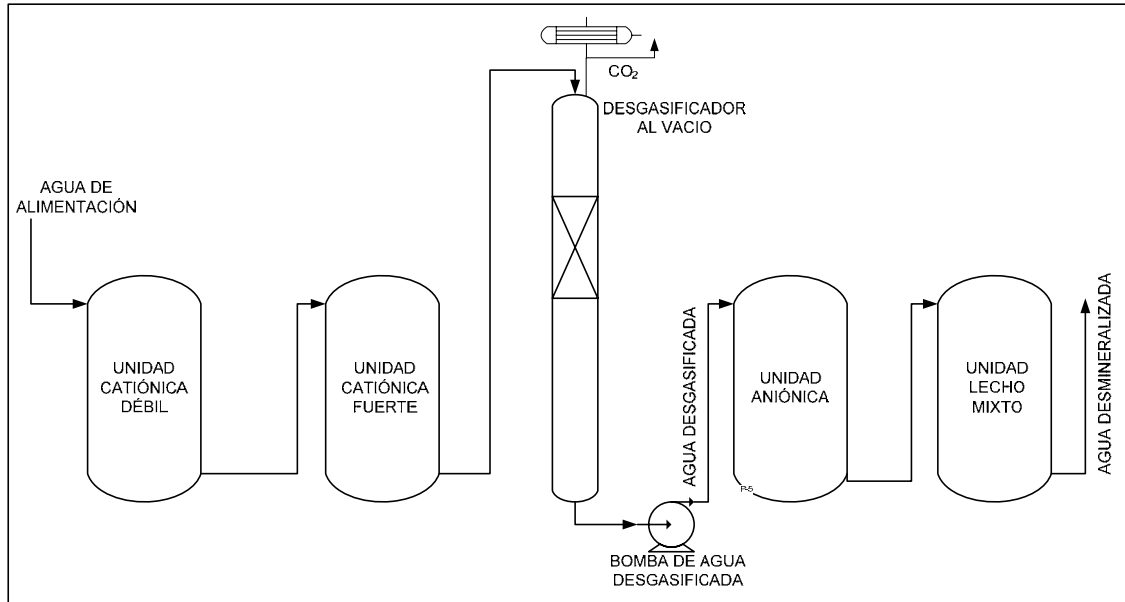


Figura 21. Tren de producción de agua desmineralizada

La función de las unidades catiónicas es quitar del agua pretratada los iones de carga positiva. La resina catiónica remueve del agua iones como el magnesio, calcio, sodio y potasio, y los reemplaza con hidrógenos.

El desgasificador tiene como función quitar el CO₂ del agua que ha pasado por las unidades catiónicas. Estos equipos son torres empacadas con anillos rashing donde el agua entra por el domo a través de rociadores y cae por gravedad. En el domo se tiene un intercambiador de calor con eyectores para crear vacío, este utiliza vapor de media presión y de esta forma succiona los gases como el CO₂.

La función de las unidades aniónicas es quitar del agua pretratada los iones de carga negativa. La resina aniónica remueve del agua iones de carga negativa como carbonatos, cloruros, nitratos y sílice, y los reemplaza con hidróxidos.

En los equipos de lecho mixto de intercambio iónico, el agua pasa a través del tanque conteniendo una mezcla de resina catiónica fuerte y aniónica fuerte. El objetivo de este equipo es mejorar aún más la calidad al agua.

Con un tiempo de operación constante, las resinas se saturan y son menos efectivas para realizar el intercambio iónico con el agua, por lo que tienen que ser regeneradas. La regeneración se hace con ácido sulfúrico diluido para resinas catiónicas e hidróxido de sodio diluido para resinas aniónicas. En la Tabla 4 se muestran las concentraciones de ácido y sosa para la regeneración de las unidades de intercambio iónico y estas se encuentran dentro de lo recomendado por proveedores de resina.

Tabla 4. Concentración de los regenerantes de la UDA

UNIDAD	REGENERANTE	CONCENTRACIÓN (% volumen)
CATIÓNICA DÉBIL	• Ácido sulfúrico	1.2 %
CATIONICA FUERTE	• Ácido sulfúrico	2.5 %
ANIÓNICA	• Hidróxido de sodio	3.5 %
LECHO MIXTO	• Ácido sulfúrico	4.0 %
	• Hidróxido de sodio	4.0 %

Cuando la resina de un tren se encuentra saturada, el tren se saca de operación para realizar la regeneración. Los pasos para regenerar la unidad catiónica débil, unidad catiónica fuerte y aniónica se enumeran a continuación:

1. Retrolavado: Para que cause una expansión de la cama de resina de cerca del 50%, y luego purgar cualquier material insoluble depositado en la cama. Se pueden aplicar dos retrolavados.
2. Regeneración de resina: Inyección del regenerante de resina, suministrado por la parte superior al igual que la carga (co-corriente)
3. Desplazamiento del regenerante. Enjuague para quitar residuos del regenerante.
4. Segundo retrolavado: Enjuague que va al drenaje
5. Enjuague simultáneo entre las unidades catiónicas y la unidad aniónica.

Los tiempos de regeneración de las unidades catiónica y aniónica se presentan en la Tabla 5 La regeneración de las unidades catiónicas se hace simultáneamente, primero entra a la unidad catiónica fuerte y esa misma corriente pasa a la unidad

catiónica débil. Es preciso mencionar que la unidad catiónica débil no requiere que el regenerante tenga una alta pureza.

Tabla 5. Tiempo para realizar el proceso de regeneración de resina de las unidades catiónicas y aniónica de la UDA

UNIDAD	CATIÓNICA DÉBIL	CATIÓNICA FUERTE	ANIÓNICA
Pasos	min.	min.	min.
Retrolavado	20	20	20
Inyección de regenerante	60	60	40
Desplazamiento.	20	20	20
Enjuague a drenaje (segundo retrolavado)	10	10	20
Enjuague de las unidades	25-30	25-30	25-30

En lo que respecta a la regeneración de la unidad de lecho mixto de la unidad desmineralizadora de agua (UDA), los pasos de regeneración son:

1. Retrolavado: Para que cause una expansión de la cama de resina de cerca del 50%, y luego purgar cualquier material insoluble depositado en la cama. Se pueden aplicar dos retrolavados.
2. Regeneración de resina catiónica: Inyección de ácido sulfúrico.
3. Desplazamiento del regenerante catiónico.
4. Regeneración de resina aniónica: Inyección de hidróxido de sodio.
5. Desplazamiento del regenerante aniónico.
6. Segundo retrolavado: Enjuague que va al drenaje
7. Mezclado con aire a una presión de 0.5 kg/cm².
8. Enjuague final.

La Tabla 6 presenta los tiempos en que se lleva a cabo la regeneración de la unidad de lecho mixto. Haciendo hincapié que esta unidad cuenta con una cama de resina, la cual está conformada por resina catiónica fuerte y resina aniónica fuerte, siendo ésta la causa de la utilización de los dos químicos como regenerantes (ácido sulfúrico y sosa).

Tabla 6. Tiempo para realizar el proceso de regeneración de resina de la unidad de lecho mixto

UNIDAD	LECHO MIXTO
Pasos	(min)
Retrolavado.	20
Inyección de regenerante ácido	60-90
Desplazamiento de ácido	10
Inyección de regenerante sosa	60-80
Desplazamiento de sosa	10
Enjuague a drenaje	30
Drenado	5-10
Mezclado con aire	15
Enjuague de la unidad mixta	5

6.2. Estado actual del equipo e instrumentación la unidad desmineralizadora estudiada

Se realizó el recorrido por la unidad desmineralizadora observándose el estado actual en que se encuentra el equipo y la instrumentación. Todos los equipos de esta unidad desmineralizadora de agua, se encuentran en operación, sin embargo la instalación presenta problemas que influyen en el mal funcionamiento, teniendo un decremento en la producción de agua desmineralizada.

Los problemas que más influyen son:

- Corrosión en los equipos.
- Fugas en tuberías.
- Daños en cimentaciones.

El principal problema que presenta la unidad desmineralizadora de agua se encuentra en el área de dosificación de químicos. En esta área hay dos tanques donde se almacena ácido sulfúrico al 98% y sosa líquida al 50%, cada tanque dosifica una cantidad de reactivo a una línea de agua como se observa en el diagrama de la Figura 22.

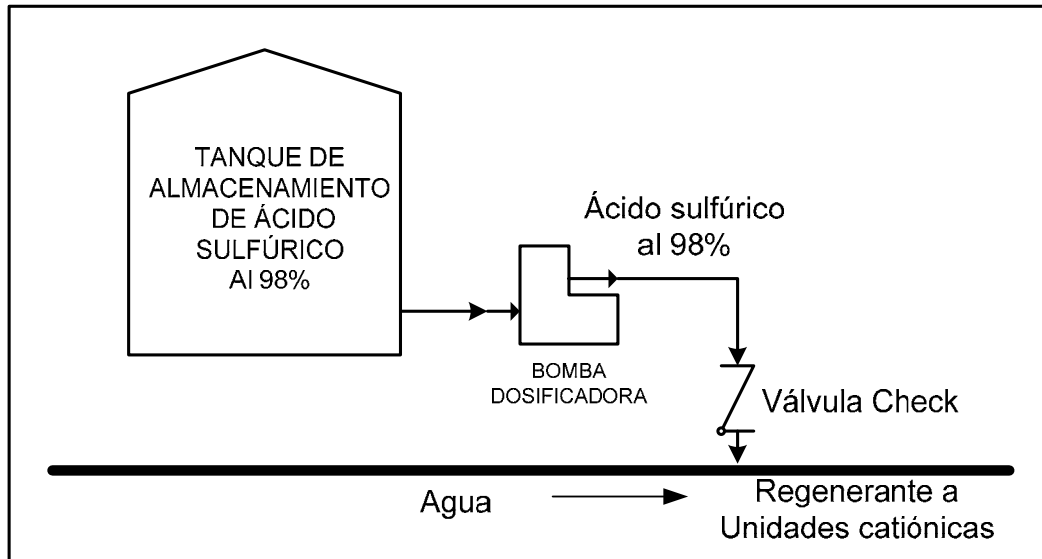


Figura 22. Diagrama del sistema de dosificación de ácido sulfúrico en la UDA

Este sistema de dosificación tiene un inconveniente: Cuando no está funcionando la bomba dosificadora de ácido, la válvula check deja pasar agua a la línea de ácido, realizándose una reacción exotérmica de mayor corrosión que daña la válvula y la tubería, provocando fugas, por lo que esta línea de tubería es reemplazada constantemente.

La Figura 23-A muestra la dosificación en línea de ácido sulfúrico de una concentración inicial del 98 % a una dilución final del 2.5 % recomendada por proveedores, También se puede observar la adición de una válvula de diafragma conectada en serie con la válvula check, para no permitir el contacto entre el ácido sulfúrico y el agua. Esta modificación no ha dado resultados favorables, las fugas dañan la válvula de diafragma y se siguen presentando problemas de corrosión en toda la línea de tubería del ácido. Otra modificación realizada es colocar en serie dos válvulas check y la válvula de diafragma, pero aún así no se ha reducido el problema, en la Figura 23-B se observa esta modificación.

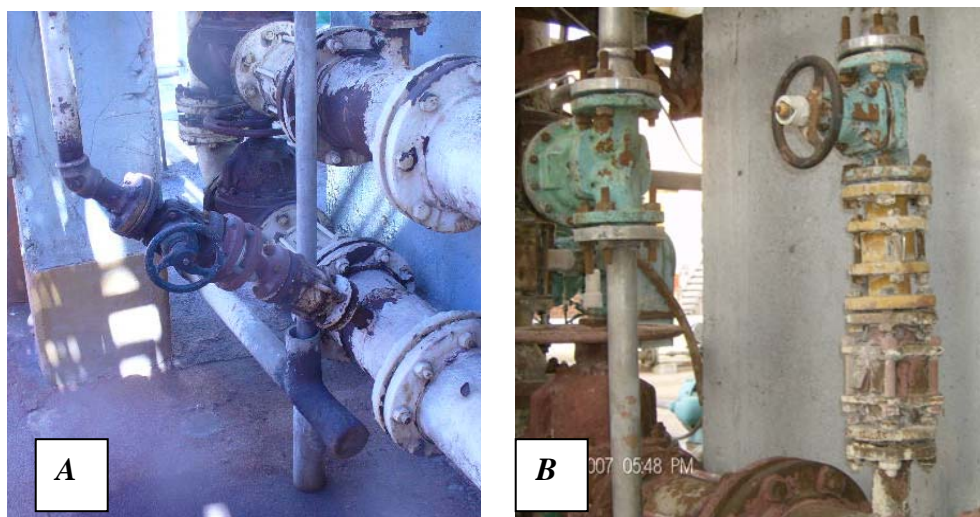


Figura 23. Dosificación en línea de ácido

Debido a esta falla en la válvula check, se presentan consecuencias en toda el área de dosificación, así como en la unidad desmineralizadora, la fuga provoca daños en los cimientos, deteriorándolos de manera que se pueden observar levantamientos de pisos, ranuras y desgastes de superficie. Además de esto la tubería de ácido sulfúrico y sosa, se encuentra deterioradas por la corrosión, junto con todos los soportes de tubería, provocando que cuando se realiza el proceso de regeneración de resina, hay una fuerte vibración en todos los tramos de tubería, generando una condición insegura para los que se encuentren en esa área, ya que se puede presentar una fisura con fuga y ocasionar daños a personas y equipos. La Figuras 23-A y 23-B muestran el tipo de corrosión en tuberías y los daños a cimientos y pisos por las fugas de ácido sulfúrico.



Figura 24. Daños a tubería y cimientos del área de dosificación

6.3. Dictamen del estado operacional de la unidad desmineralizadora de agua

El estado general de la unidad desmineralizadora de agua es deficiente con respecto a la capacidad de diseño, aunque todos sus trenes operan, la producción está por el 66%, si cada tren tiene una capacidad real de 100 m³/h de producción de agua desmineralizada, actualmente se está produciendo 66 m³/h, lo que significa una deficiencia alta. Además los tiempos de operación cada vez van disminuyendo más como consecuencia del deterioro o vida útil de la resina.

En lo que respecta al estado físico se puede mencionar que los recipientes de intercambio iónico se encuentran en buen estado, esto se debe al recubrimiento que tienen internamente, y al mantenimiento que han recibido en la parte exterior, Las bombas y motores tienen sus relevos y no haría falta una modificación a su diseño, los desgasificadores se encuentran en buen estado, Lo que respecta a la instrumentación se necesita cambiar y diagnosticar las válvulas e indicadores.

En lo que respecta al equipo de regeneración de resina, los tanques de almacenamiento de ácido sulfúrico y sosa se encuentran atacados totalmente por la corrosión, es necesario cambiar estos recipientes, las bombas dosificadoras presentan fugas y faltan equipos de relevo, lo que respecta al área de dosificación se tiene que cambiar toda la tubería con la instrumentación, y se tiene que proponer una mejora en el sistema de dosificación en línea de ácido sulfúrico.

Debido a la baja eficiencia en la producción de agua desmineralizada, se pretende hacer la propuesta de cambio de tecnología en el tipo de esta unidad desmineralizadora de un sistema convencional a uno de lechos empacados, contribuyendo a mejorar la producción y disminuir el consumo de químicos.

En la Tabla 7 se presenta el resumen del diagnostico de la unidad desmineralizadora de agua.

Tabla 7. Resumen del diagnóstico de la unidad desmineralizadora de agua

Diagnóstico de la UDA	Modificaciones
<ul style="list-style-type: none">• Problemas con las bombas de H_2SO_4 y NaOH, constantemente tienen fugas.• Daños estructurales en el piso por fugas de H_2SO_4 y NaOH.• Problemas de corrosión externa en equipos, tubería e instrumentación.• Falla de la válvula check en el sistema de dosificación de H_2SO_4 a la línea de regenerante.• Continúa falla en los indicadores de sílice y conductividad.	<ul style="list-style-type: none">• Aumento en las camas de resina, obteniendo mayor tiempo de operación entre cada regeneración, pero se tiene una mayor caída de presión.• Adecuación de válvulas en serie en la línea de dosificación de H_2SO_4.

7. PROPUESTA TÉCNICA DE MEJORA EN LA PRODUCCIÓN DE AGUA DESMINERALIZADA

Debido a que los tanques de intercambio se encuentran en buen estado se propone un cambio de tecnología de la unidad desmineralizadora de agua, de un sistema convencional de intercambio iónico, a uno de lechos empacados tipo Sándwich. Se seleccionó el tipo Sándwich, porque dentro de este sistema, los tanques se pueden dividir en dos cámaras, combinando así dos tipos de resina en un mismo tanque, ya sean fuertes y débiles o catiónica y aniónica, aprovechando el máximo espacio. Los trenes de operación estarán constituidos

Por una unidad catiónica, una unidad aniónica y un pulidor como esto lo visualizamos en la Figura 25.

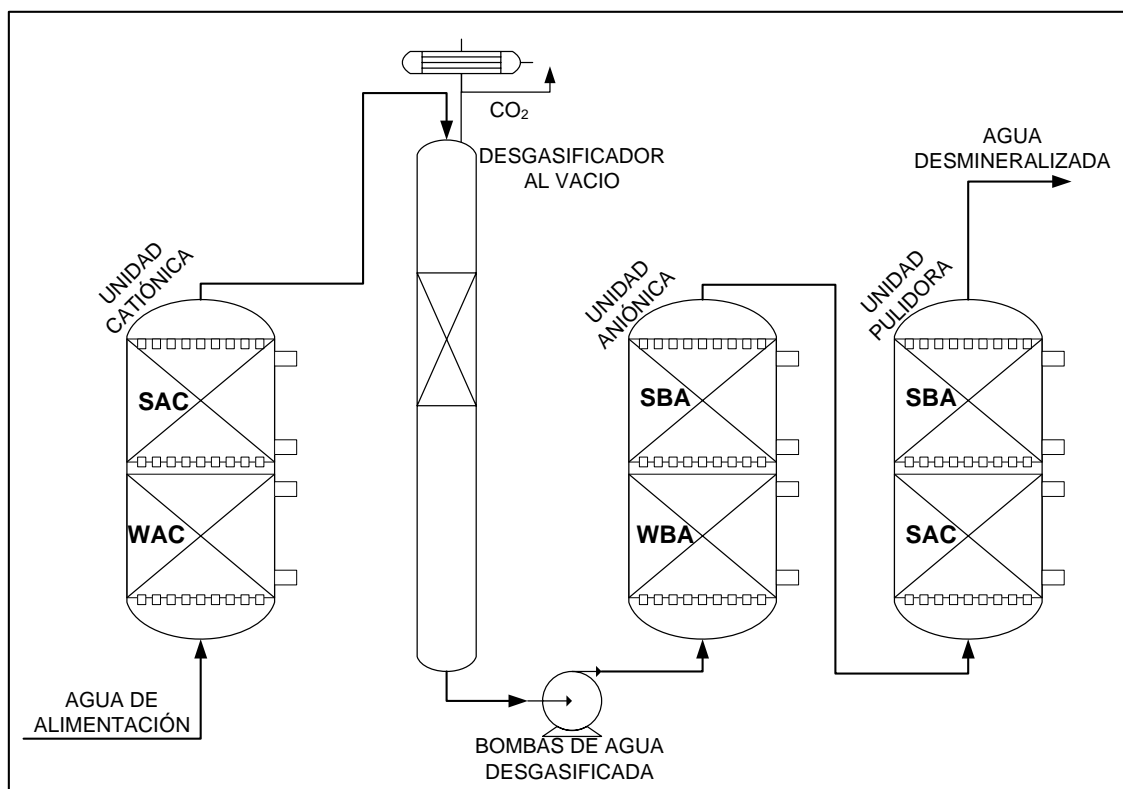


Figura 25. Tren de un sistema lechos empacados

La unidad catiónica contendrá en la cámara inferior la resina catiónica débil identificándose con las siglas **WAC** (Weak Acid Cation), y en la cámara superior resina catiónica fuerte **SAC** (Strong Acid Cation). La unidad aniónica estará conformada por resina aniónica débil en la cámara inferior **WBA** (Weak Base Anión)

y resina aniónica fuerte en la cámara superior **SBA** (Strong Base Anion). El pulidor contendrá en su cámara inferior resina catiónica fuerte **SAC** y en la cámara superior resina aniónica fuerte **SBA**.

La nueva UDA de lechos empacados tipo sandwich estará constituida por cuatro trenes, a diferencia del sistema convencional actual, donde el arreglo sólo permite tres trenes en operación. Este nuevo sistema incrementa un tren de producción, el arreglo se puede observar en la Figura 26, incluyendo la utilización de los desgasificadores y equipo de bombeo actuales, con la modificación del sistema de adición de químicos para el proceso de regeneración de resina.

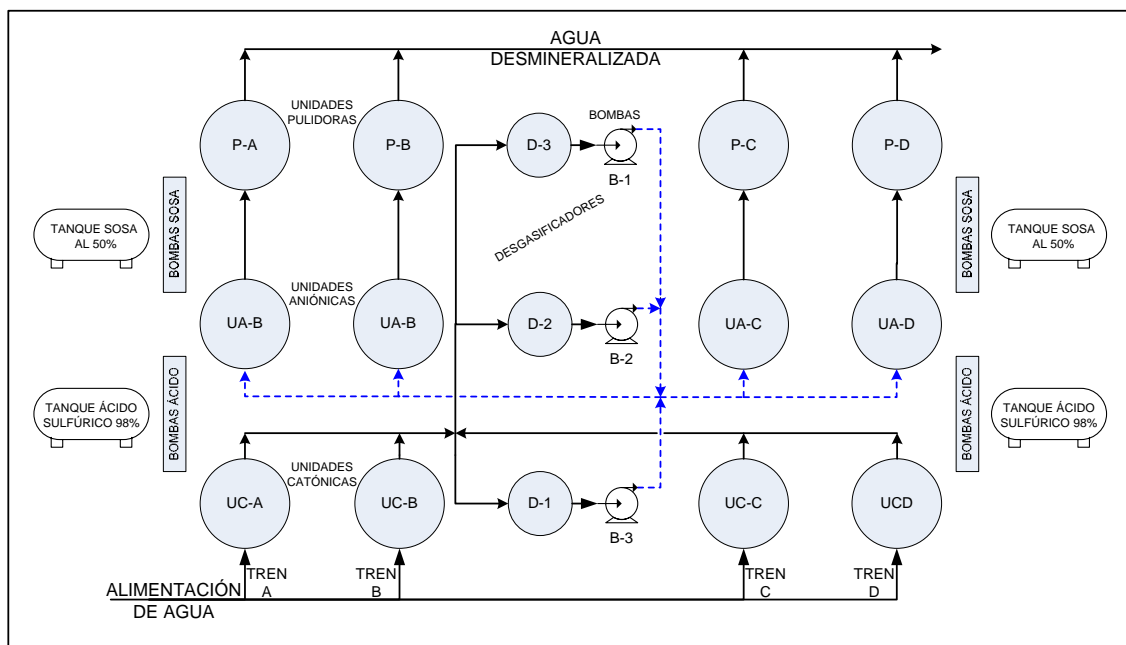


Figura 26. Arreglo propuesto para la modificación a un sistema de lechos empacados tipo sándwich

Para el rediseño de la unidad desmineralizadora de agua se necesita la recopilación y clasificación de datos que servirán realizar la simulación de la operación actual y el incremento que tendrá el nuevo diseño.

Dentro de los datos requeridos se necesita:

- La calidad de agua que alimentará a la unidad desmineralizadora.
- El tamaño de los recipientes de intercambio iónico y hacer una hoja de especificación.
- Información de la resina, capacidad, y datos específicos de fabricantes de resinas.

La calidad de agua de entrada a la unidad desmineralizadora debe ser pretratada para prevenir la formación de incrustación y taponamiento por partículas y coloides. El pretratamiento debe ser clarificación con un proceso floculación coagulación, que permitirá quitar la materia orgánica (sólidos disueltos totales), turbidez y color. La calidad de agua de alimentación a la unidad desmineralizadora después del pretratamiento se reporta en la Tabla 8 (Nalco 1988).

Tabla 8. Calidad de agua de alimentación a la unidad desmineralizadora

Componente		Unidad Desmineralizadora de agua	
		Entrada	Salida
		ppm CaCO ₃	ppm CaCO ₃
Calcio	Ca ²⁺	115	0
Magnesio	Mg ²⁺	45	0
Sodio	Na ⁺	60	1-2
	H ⁺		
Total de cationes		220	1.2
Bicarbonatos	HCO ₃ ⁻	135	1-2
Carbonatos	CO ₃ ⁻	0	0
	OH ⁻	0	0
Sulfatos	SO ₄ ²⁻	65	0
Cloruros	Cl ⁻	20	0
Nitratos	NO ₃ ⁻		0
Total de aniones		220	1-2
Alcalinidad Molar		135	1-2
Dióxido de Carbono	CO ₂	10	0
Ph		7.3	7.8
Sílice	SiO ₂	10	0.05
Hierro	Fe	0	0

Los datos de los recipientes o tanques de intercambio iónico se observan en la Tabla 9. Para el diseño del lecho (cama de resina) en un sistema convencional, se debe tomar un espacio libre de expansión del 50% (Ramalho 1996), al 75% tomando en cuenta el efecto de Swelling y del retrolavado.

Tabla 9. Datos de los tanques de intercambio iónico

Datos del Tanque		Diagrama
Diámetro externo	2,171.7 mm 2.1717 m	
Diámetro interno	2,133.6 mm 2.1336 m	
Altura de la parte recta	3,000 mm 3 m	
Área transversal	3.5753 m ²	
Diámetro de tuberías	6 pulgadas 152.4 mm	
Material de construcción	Acero al carbón	
Recubrimiento	Neopreno	

Las características de la resina que se utilizará para el nuevo diseño de lechos empacados, se describe en la Tabla 10.

Tabla 10. Datos de resinas de intercambio iónico

Tipo de Resina	Características		
	Unidad	Capacidad	Peso de suministro
		eq/L	g/L
Catiónica débil WAC	Catiónica	2.0	850
Catiónica fuerte SAC	Catiónica	4.1	790
Aniónica débil WBA	Aniónica	1.25	670
Aniónica fuerte SBA	Aniónica	1.3	670
Catiónica fuerte SAC	Pulidor	2.0	820
Aniónica fuerte SBA	Pulidor	1.1	690

Para calcular el volumen de resina en los tanques de intercambio iónico se presenta la Ecuación 1.

$$\text{Volumen resina} = \frac{\text{Flujo} * \text{Ciclo} * \text{Conc. de iones}}{\text{Capacidad de resina}} \quad \text{Ecuación 1.}$$

El volumen de la resina será determinado en m^3 , el flujo está en m^3/h , el ciclo de producción en horas (h), la concentración de iones en eq/L y la capacidad de la resina en eq/L (Ramalho, 1996).

De esta forma lo único que se tiene que calcular es el ciclo de producción de agua desmineralizada, ya que se cuenta con el tamaño de los tanques de intercambio iónico.

Para calcular la concentración de iones a remover, se presenta la Ecuación 2.

$$\text{Conc. de iones} = \frac{\Sigma \text{Iones ppmCaCO}_3 * \frac{1 \text{ eq}}{1000 \text{ meq}}}{\frac{50 \text{ ppmCaCO}_3}{1 \text{ meq/L}}} \quad \text{Ecuación 2.}$$

Para calcular la cantidad de regenerante que se necesita para el proceso de regeneración se debe utilizar la Ecuación 3 y el flujo se determina con la Ecuación 4 (Ramalho, 1996).

$$\text{kg de quimico} = \text{Tasa del regenerante}(\text{kg / L}) * \text{volumen de resina} \quad \text{Ecuación 3.}$$

$$\text{Flujo del regenerante} = \text{Caudal} * \text{volumen de resina} \quad \text{Ecuación 4.}$$

El tiempo que se lleva a cabo para la inyección de regenerante, se calcula siguiendo la Ecuación 5.

$$\text{Tiempo de regeneracion} = \frac{\text{kg de quimico} / \text{flujo del regenerante}}{\text{kg de quimico por } m^3 \text{ de regenerante}} \quad \text{Ecuación 5.}$$

Para el proceso de regeneración, se llevan a cabo otros pasos después de la inyección del regenerante. Se debe hacer un desplazamiento del químico utilizado para la regeneración de resina el cual se desplaza para 2 volúmenes de la cama, por lo tanto el tiempo requerido se calcula en la Ecuación 6.

$$\text{Tiempo de Desplazamiento} = \frac{1.2 * \text{Volumen de resina combinada por tanque}}{\text{Caudal de desplazamiento}} \quad \text{Ecuación 6.}$$

Después se requiere un lavado rápido el cual el tiempo se calcula siguiendo la Ecuación 7. Para calcular el flujo de lavado se toma el mayor entre el:

- Flujo de servicio
- $12 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^3\text{resina} * \text{el volumen de resina}$

$$\text{Tiempo de lavado rapido} = \frac{\text{Vol de solucion} / \text{m}^3 \text{ de resina} * \text{volumen de resina}}{\text{Flujo de lavado}} \quad \text{Ecuación 7.}$$

Al final sólo se requiere un servicio lavado el cual se calcula como lo determina la Ecuación 8.

$$\text{Tiempo de lavado final} = \frac{1 * \text{Vol de resina combinada por tanque}}{\text{Flujo de lavado}} \quad \text{Ecuación 8.}$$

Consideraciones:

Para la modernización de la unidad desmineralizadora se propone utilizar las resinas de la empresa **Rohm and Haas**.

- Los flujos y caudales, así como la capacidad de resinas se encuentran en las hojas de datos y para cada resina los fabricantes proporcional las condiciones de operación, ver anexo1.
- La resina Catiónica débil y fuerte se regeneran simultáneamente, debido a que la resina catiónica débil no requiere de alta pureza en el regenerante.
- El regenerante de la unidad aniónica fuerte se debe precalentar a $49 \text{ }^\circ\text{C}$, para tener un grado máximo de remoción de SiO_2 (Perry, 2001).

8. RESULTADOS

De los cálculos realizados se presentan los volúmenes de resina que tendrán las cámaras, así como las alturas de cama de resina en los tanques de intercambio iónico y el ciclo de producción de agua desmineralizada que tendrá cada tren antes del proceso de regeneración de resina, la Tabla 11 presenta los resultados obtenidos.

Tabla 11. Volúmenes de resina para el sistema lechos empacados

Unidad	Tipo de Resina	Flujo	Volumen de Resina	Altura cama de Resina	Ciclo de producción
		m ³ /h	m ³	m	h
Catiónica	Catiónica débil WAC	150	4.69	1.31	48
	Catiónica fuerte SAC	150	6.03	1.69	47
Aniónica	Aniónica débil WBA	150	2.68	0.75	45
	Aniónica fuerte SBA	150	8.04	2.25	41
Pulidor	Catiónica fuerte SAC	150	5.36	1.50	40
	Aniónica fuerte SBA	150	5.36	1.50	40

Una de las ventajas de modernizar la unidad desmineralizadora, es el ahorro de agua que se utiliza para el servicio de la UDA, en la Tabla 12 se presenta el consumo total de agua para el proceso de regeneración de resina en el sistema actual y el consumo de agua que tendrá la unidad desmineralizadora una vez que sea modernizada a un sistema lechos empacados.

Tabla 12. Consumo de agua de servicio de los dos sistemas

	UNIDADES	SISTEMA CONVENCIONAL	LECHOS EMPACADOS
No. TRENES POR UDA	---	3	4
CONSUMO DE AGUA DE SERVICIO POR TREN	m ³	463	226
CONSUMO DE AGUA DE SERVICIO POR UDA	m ³	1,388	905

Otro resultado de comparación, es la cantidad de regenerante que se utiliza actualmente en el sistema convencional y la cantidad que se proyecta consumir una vez que la unidad desmineralizadora sea modernizada, estos resultados se presentan en la Tabla 13.

Tabla 13. Consumo de regenerante para los dos sistemas

			UNIDADES	SISTEMA CONVENCIONAL	LECHOS EMPACADOS
No. TRENES POR UDA			---	3	4
CONSUMO DE QUÍMICOS	POR TREN	CANTIDAD TOTAL DE REGENERANTE H₂SO₄	kg	2100	662
		CANTIDAD TOTAL DE REGENERANTE NaOH	kg	2250	665
	POR UDA	CANTIDAD TOTAL DE REGENERANTE H₂SO₄	kg	6300	2649
		CANTIDAD TOTAL DE REGENERANTE NaOH	kg	6750	2660

La caída de presión en los tanques de intercambio iónico, será un punto a evaluar para la modernización de la unidad desmineralizadora de agua, en la Tabla 14 y Tabla 15, se presenta la caída de presión en los tanques del sistema convencional y del calculado para el sistema de lechos empacados.

Tabla 14. Caídas de presión para el sistema Convencional

SISTEMA CONVENCIONAL	ALTURA CAMA DE RESINA	CAÍDA DE PRESIÓN	
		POR CÁMARA	POR TANQUE
	m	kg/cm²	kg/cm²
Unidad catiónica débil	2	-	1.06
Unidad catiónica fuerte	2	-	0.67
Unidad aniónica	2	-	0.73
Unidad mixta	2	-	0.73

Tabla 15. Caídas de presión para el sistema de Lechos Empacados

UNIDAD	CÁMARA	m	kg/cm²	kg/cm²
Catiónica	Catiónica débil	1.31	0.70	1.26
	Catiónica fuerte	1.69	0.57	
Aniónica	Aniónica débil	0.75	0.43	1.25
	Aniónica fuerte	2.25	0.83	
Pulidor	Catiónica fuerte	1.50	0.54	1.09
	Aniónica fuerte	1.50	0.55	

La Tabla 16 presenta el tipo de resinas que se utilizaron para las evaluaciones y los cálculos realizados en la modernización de la unidad desmineralizadora de agua. Existen otros proveedores de resinas, sin embargo se obtuvo mayor información de resinas Rohm and Haas.

Tabla 16. Resinas Rohm and Haas

Unidad	Tipo	RESINA
Catiónica	Catiónica débil WAC	AMBERLITE IRC86RF
	Catiónica fuerte SAC	AMBERJET 1200Na
Aniónica	Aniónica débil WBA	AMBERLITE IRA96RF
	Aniónica fuerte SBA	AMBERJET 4200CI
Pulidor	Catiónica fuerte SAC	AMBERJET 1200H
	Aniónica fuerte SBA	AMBERJET 4200CI

Con las recomendaciones del proveedor para el uso de estas resinas se presentan las condiciones de operación para la unidad desmineralizadora de agua una vez que sea modernizada a un sistema de lechos empacados.

Tabla 17. Condiciones de operación del sistema de lechos empacados

	Unidad	Unidad Catiónica		Unidad Aniónica		Pulidor	
		Fuerte	Débil	Fuerte	Débil	Catiónico	Aniónico
Flujo de servicio	m ³ /h	150	150	150	150	150	150
Velocidad de servicio	m/h	42	42	42	42	42	42
Regenerante		H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	NaOH	NaOH	H ₂ SO ₄	NaOH
Concentración de regenerante	% peso	2.0	2.0	4.0	4.0	2.0	4.0
Caudal de regeneración	m ³ /h	21.5	21.5	5.4	16.1	21.5	10.7
Tiempo de regeneración	min	61.8	61.8	34.5	28.8	29.6	28.8
Caudal desplazamiento	m ³ /h	42.9	42.9	32.2	32.2	42.9	21.5
Tiempo de desplazamiento	min	18.0	18.0	24.4	24.4	9.2	18.3
Caudal de lavado rápido y lavado final	m ³ /h	150	150	150	150	150	150
Tiempo de lavado rápido	min	12.9	12.9	17.2	17.2	12.9	12.9
Tiempo de lavado final	min	4.3	4.3	4.3	4.3	4.3	4.3

9. ANÁLISIS DE RESULTADOS

La unidad desmineralizadora a analizar, es un sistema convencional, el cual tiene una capacidad de 150 m³/h de producción de agua desmineralizada por tren, su diseño está compuesto por tres trenes, de los cuales dos se encuentran en operación y uno en espera o regeneración de resina, lo que da una capacidad de producción total de 300 m³/h.

Sin embargo su estado actual no le permite alcanzar esa capacidad de producción, debido al deterioro de los equipos, al carente mantenimiento, la resina ya cumplió su tiempo de vida útil y el principal problema está en el área de dosificación de químicos, en el cual se utiliza ácido sulfúrico como regenerante de unidades de resina catiónica. Las constantes fugas de ácido son las que han provocado la corrosión de equipos y dañado la instrumentación de la unidad desmineralizadora (las válvulas y bombas dosificadoras, presentan fugas y se tiene que cambiar continuamente la tubería de ácido sulfúrico al 98%). En conjunto estos problemas provocan un decremento en la producción de agua desmineralizada, es por esto que se necesita una propuesta de mejora al sistema de producción. La primera opción sería rehabilitar las instalaciones existentes, sin embargo se necesita incrementar la producción de agua desmineralizada por lo que se elaboró otra propuesta.

La propuesta es cambiar la tecnología de un sistema convencional a un sistema de lechos empacados tipo sándwich, este sistema permite que un recipiente o tanque se pueda dividir en cámaras, las cuales pueden contener dos tipos de resina en diferentes combinaciones, como catiónica débil y catiónica fuerte ó, aniónica débil y aniónica fuerte ó, catiónica fuerte y aniónica fuerte, esto será de acuerdo a los requerimientos de calidad de agua.

Las ventajas que presenta el sistema de lechos empacados sobre los sistemas convencionales es el ahorro de espacio. Esto se comprueba ya que para el arreglo del nuevo sistema, se tendrán 4 trenes de producción de agua desmineralizada, de

los cuales tres estarán en operación y uno en espera o regeneración, lo que hace una capacidad total de producción total del sistema lechos empacados de 450 m³/h, 150 más que en el sistema convencional.

Los sistemas convencionales tienden a mayores gastos de agua de servicio, utilizada en el proceso de regeneración de resina. En estos sistemas se requiere un retrolavado para remover residuos y descompactar la cama de resina, la cama de resina se compacta debido a que la alimentación de agua se hace por la parte superior al igual que el proceso de regeneración (co-corriente). La ventaja del sistema de lechos empacados propuesto, es que la alimentación se hace por la parte inferior de los tanques, esto evita la compactación de resina, además el proceso de regeneración de resina se realiza a contracorriente permitiendo así remover los sólidos acumulados en la parte inferior de la cama de resina, de esta forma no se requiere retrolavado. En la Tabla 12 se observa que el consumo de agua de servicio para los tres trenes del sistema convencional es de 1388 m³, y para los cuatro trenes propuestos del sistema lechos empacados, se proyecta un consumo total de 905 m³ por ciclo de producción, lo que representa un ahorro de agua de 483 m³.utilizada para el proceso de regeneración de resina.

Los sistemas de lechos empacados consumen una menor cantidad de regenerante, esto se debe a que en los sistemas de lechos empacados no hay espacios muertos, la Tabla 13 muestra que el consumo de regenerante por ciclo de producción para el sistema convencional es de 6,300 kg de H₂SO₄ diluido y 6,750 kg de NaOH diluida. Para el sistema de lechos empacados propuesto como modernización de la unidad desmineralizadora, se estima un consumo total de 2,649 kg de H₂SO₄ diluido y 2,660 de kg NaOH. Otra razón por la que se tiene este consumo en el sistema convencional actual, se debe a que si la resina ya pasó su tiempo de vida útil, aumenta el tiempo de regeneración.

En ambos arreglos, para el sistema convencional y el de lechos empacados, las unidades catiónicas que se encuentran antes del desgasificador, tienen una caída de presión de 1.73 kg/cm², para los dos tanques del sistema convencional, la unidad

catiónica débil y la unidad catiónica fuerte. Para la unidad catiónica del sistema propuesto de lechos empacados, las dos cámaras con resina débil y fuerte tienen una caída de presión total de 1.26 kg/cm^2 . Esto quiere decir que la presión de entrada a las unidades desmineralizadoras no requiere un incremento antes del desgasificador. A su vez no se requiere cambiar los equipos de eliminación de CO_2 disuelto (desgasificadores), ya que los trenes no cambiaron el flujo del sistema convencional actual, al propuesto de modernización a lechos empacados. Sin embargo después de los desgasificadores se encuentran los equipos de bombeo de agua desmineralizada (Figura 21 y Figura 25) y analizando las caídas de presión después de los equipos de bombeo, donde la caída de presión es de 1.47 kg/cm^2 entre la unidad aniónica y la unidad mixta para el sistema convencional. La caída de presión entre la unidad aniónica y el pulidor para el sistema propuesto de lechos empacados es de 2.34 kg/cm , este incremento no favorece al nuevo sistema, sin embargo se debe verificar si equipo de bombeo es capaz de cubrir este incremento en la caída de presión, el cual es de 0.87 kg/cm^2 , para cumplir con un flujo de $150 \text{ m}^3/\text{h}$ de producción de agua desmineralizada por tren.

Lo que concierne a las resina se utilizarán las recomendadas por los proveedores, cabe destacar que para sistemas de lechos empacados las resinas son de tamaño uniforme lo que permite condiciones más homogéneas en la cama de resina, además tienen mayor capacidad de intercambio iónico, esto respecto a las utilizadas para sistemas convencionales. Finalmente las condiciones de operación son tomadas de las hojas de especificación de resinas (anexo1), lo que permite que la producción de agua desmineralizada sea más eficiente y cumpla con la calidad esperada.

Para realizar la modernización de la unidad desmineralizadora de su sistema actual (convencional) al sistema de lechos empacados se tiene que realizar cambios y modificaciones los cuales se incluyen a grandes rasgos en la siguiente lista:

1. Modificación de los tanques de intercambio iónico, consiste en dividir los tanques en cámaras.
2. Cambiar las conexiones de tubería al nuevo arreglo (contracorriente).

3. Se necesitan dos sistemas de dosificación de químicos para el proceso de regeneración de resinas.
4. Nuevos indicadores de Sílice, pH y Conductividad.
5. Modificación de válvulas manuales a válvulas automáticas.
6. Cambio de resina para sistemas tipo lechos empacados.
7. Adicionar un tanque de retrolavado de resina.

10. CONCLUSIONES

Actualmente la instalación de la unidad desmineralizadora de agua objeto de este estudio presenta problemas que influyen en la producción de agua desmineralizada, el mal funcionamiento tiene como repercusión un decremento en la producción. Los problemas más frecuentes son el deterioro de equipos por corrosión, ocasionados por las fugas de químicos que se utilizan en el proceso de regeneración de resina (principalmente ácido sulfúrico). La falta de mantenimiento ha provocado que el deterioro de los equipos sea constante y que las fallas afecten también a los instrumentos y al sistema de control. En lo que respecta a la resina utilizada, su eficiencia ha disminuido debido a que ya cumplió con su tiempo de vida útil. En conjunto todas estas deficiencias provocan que la unidad no produzca la cantidad de agua desmineralizada requerida y necesite de mejoras para que su producción sea constante, y en conjunto se necesita disminuir el consumo de agua de servicio y de químicos.

La primera propuesta de mejora es una rehabilitación total, la cual consiste en sustituir todo el equipo dañado y la sustitución de resina en los tanques de intercambio iónico, adicionalmente se tiene que implementar programas de mantenimiento y refaccionamiento que eviten el paro de producción de agua desmineralizada.

Con la primera propuesta puede resolverse el problema, sin embargo actualmente en la industria petrolera de nuestro país, hay un plan de innovación que tiene como objetivo cumplir con la normatividad ambiental, lo que ha provocado una demanda adicional de vapor y por consiguiente de agua desmineralizada, por esta razón la segunda propuesta que consiste en un cambio de tecnología en la unidad desmineralizadora de un sistema tipo convencional a uno de lechos empacados tipo sándwich es mejor pues se tienen ahorros económicos e incremento de producción.

Con el cambio de tecnología se incrementa un tren de producción de agua desmineralizada, de 150 T/h adicional a la producción actual, dando una producción total de 450 T/h. Otra de las ventajas de la propuesta de cambio de tecnología, es que se utilizará la infraestructura existente, principalmente los tanques de intercambio iónico, estos recipientes no son atacados por la corrosión interna debido a que están recubiertos con neopreno, por lo que se encuentran en buen estado.

De los resultados se puede visualizar las siguientes ventajas que presentan los sistemas de lechos empacados contra los sistemas convencionales:

- Se tiene un ahorro en el agua de servicio de 483 m³ por ciclo de producción.
- El consumo de químicos es menor para el sistema de lechos empacados, los sistemas convencionales consumen tres veces más.
- Para el sistema de lechos empacados se incrementa un tren de producción.
- No se necesita hacer adecuaciones o modificaciones a los desgasificadores.
- El equipo de bombeo ubicado después del desgasificador, tiene que ser analizado, para verificar si a las bombas y motores les afecta el incremento en la caída de presión de 0.87 kg/cm², que corresponde a la unidad aniónica y al pulidor del sistema propuesto.

La modernización de la unidad desmineralizadora, permitirá el abastecimiento continuo de agua desmineralizada. El incremento de un tren producción permitirá mayor flexibilidad en la operación, se tendrá la opción de hacer programas de mantenimiento, además esta propuesta prevé el aumento en la demanda de agua para calderas que está teniendo la industria petrolera.

10.1. RECOMENDACIONES FINALES

Se recomienda, un mantenimiento preventivo, para todos los equipos de la unidad desmineralizadora de agua, esto permitirá la continua y óptima operación en la producción. La resina necesita un retrolavado dos veces al año, y debe realizarse para que se eliminen sólidos acumulados, de esta manera se obtendrá una vida útil mayor para las resinas.

El área de dosificación químicos, sobre todo del ácido sulfúrico al 98% que se utiliza para el regenerante diluido de resina catiónica, representa la sección con mayor riesgo, por lo se debe atender rápidamente la presencia de fugas y deterioros en tuberías, válvulas y equipo de bombeo, para evitar daños futuros que representen la interrupción en la operación de la unidad desmineralizadora.

11. BIBLIOGRAFÍA

1. Amiri M. C. and Samiei M. 2007. Enhancing permeate flux in a RO plant by controlling membrane fouling. *Desalination* 207, pp 361–369. Taiwan.
2. Boumediene m. and Achour D. 2004. Denitrification of the underground waters by specific resin exchange of ion. *Desalination* 168, pp 187–194.
3. Ćuda P., Pospíšil P. and Tenglerova J. 2006. Reverse osmosis in water treatment for boilers. *Desalination* 198, pp 41–46.
4. Ervan Y and Wenten I. G. 2002. Study on the influence of applied voltage and feed concentration on the performance of electrodeionization. *Songklanakarin J. Sci. Technol. Vol. 24 (Suppl.), Membrane Sci. &Tech*, pp 955-963. Indonesia.
5. Fargues C. and Broyart B. 2006. Complete Decalcification of Saline Effluent by Associating a Carboxylic Resin with a Chelating Resin. *Separation Science and Technology*, 41, pp 359–377.
6. Ferreira M. V., Ribeiro A. M. and Loureiro J. M. 2007. Experimental and Simulation Studies of TAME Synthesis in a Fixed-Bed Reactor. *Ind. Eng. Chem. Res*, 46, pp 1105-1113.
7. Hidajat W. K. and Ray A. K. 2004. Determination of adsorption and kinetic parameters for methyl acetate esterification and hydrolysis reaction catalyzed by Amberlyst 15. *Applied Catalysis A: General* 260, pp 191–205.
8. Hines A. L. and Maddox R. N. 1987. *Transferencia de Masa, Fundamentos y Aplicaciones*. Prentice Hall, Hispanoamericana, S.A.
9. Hubicki Z., Leszczyńska M., Lodyga B. and Lodyga A. 2007. Recovery of palladium(II) from chloride and chloride–nitrate solutions using ion-exchange resins with S-donor atoms. *Desalination* 207, pp 80–86.
10. Huntsberger D. S and Kittringham B. A. 2003. Ion exchange using membrane contactors for CO₂ removal to extend resins bed life. *Magazine Ultrapure Water*. UP200620, pp 20-23.
11. Inoue H., Yamanaka K., Yoshida A., Aoki T., Teraguchi M. and Kanedo K. 2004. Synthesis and cation exchange properties of a new porous cation exchange resin having an open-celled monolith structure. *Polymer* 45, pp 3-7.

12. Lee j. W., Yeon K. H., Song J. H. and Moon S. H. Characterization of electroregeneration and determination of optimal current density in continuous electrodeionization. *Desalination* 207, pp 276–285.
13. Margineda G. J. 2004. Estudio de procesos de Adsorción/Desorción de iones en resinas encapsuladas. Aplicación a la Remineralización de tejidos dentales. Departamento de Química de la Universitat Autònoma de Barcelona. Tesis de Doctorado en Química, pp 6-33
14. McCabe Warren L., 1998. Operaciones unitarias en Ingeniería Química. McGraw-Hill. Madrid.
15. Nalco Chemical Company. 1988. The Nalco Water Handbook. Mc Graw Hill. United States of America.
16. Perez-Collado M., Molero C., Larrondo F., Sánchez P., Rodriguez L., Rodriguez j. f. 2005. Removal of caesium catalyst from polyols by ion exchange on Amberlite 252. *Reactive & Functional Polymers* 64, pp 139–150.
17. Perry, R.H. and Green, D.W. 2001. Manual del Ingeniero Químico. McGraw-Hill. Madrid.
18. Ramalho Sette Rubens.1996. Tratamiento de aguas residuales. Editorial Reverté. España.
19. Shadday M. A. 2004. A One-dimensional Transient Model of Down-flow Through a Swelling Packed Porous Bed. IWA Publishing. Magazine Westinghouse Savannah River Company. WSRC-MS-2004-00560, pp 1-26.
20. Shimbasaki-Kitakawa, N., Honda, Kuribayashi H., Toda T., Fukumura T, Yonemoto T. 2007. Biodiesel production using anionic ion-exchange resin as heterogeneous catalyst. *Bioresource Technology* 98, pp 416-421.
21. Shintani T., Matsuyama H and Kurata N. 2006. Development of a chlorine-resistant polyamide reverse osmosis membrane. *Desalination* 207, pp 340-348.
22. Sincero A. P. and Sincero, G. A. 2003. Physical-Chemical Treatment of water and wastewater. IWA Publishing, CRC. United States of America.
23. Trochimczuk A. W., Kabay N., Arda M. and Streat M. 2004. Stabilization of solvent impregnated resins (SIRs) by coating with water soluble polymers and chemical crosslinking. *Reactive & Functional Polymers* 59, pp 1–7.

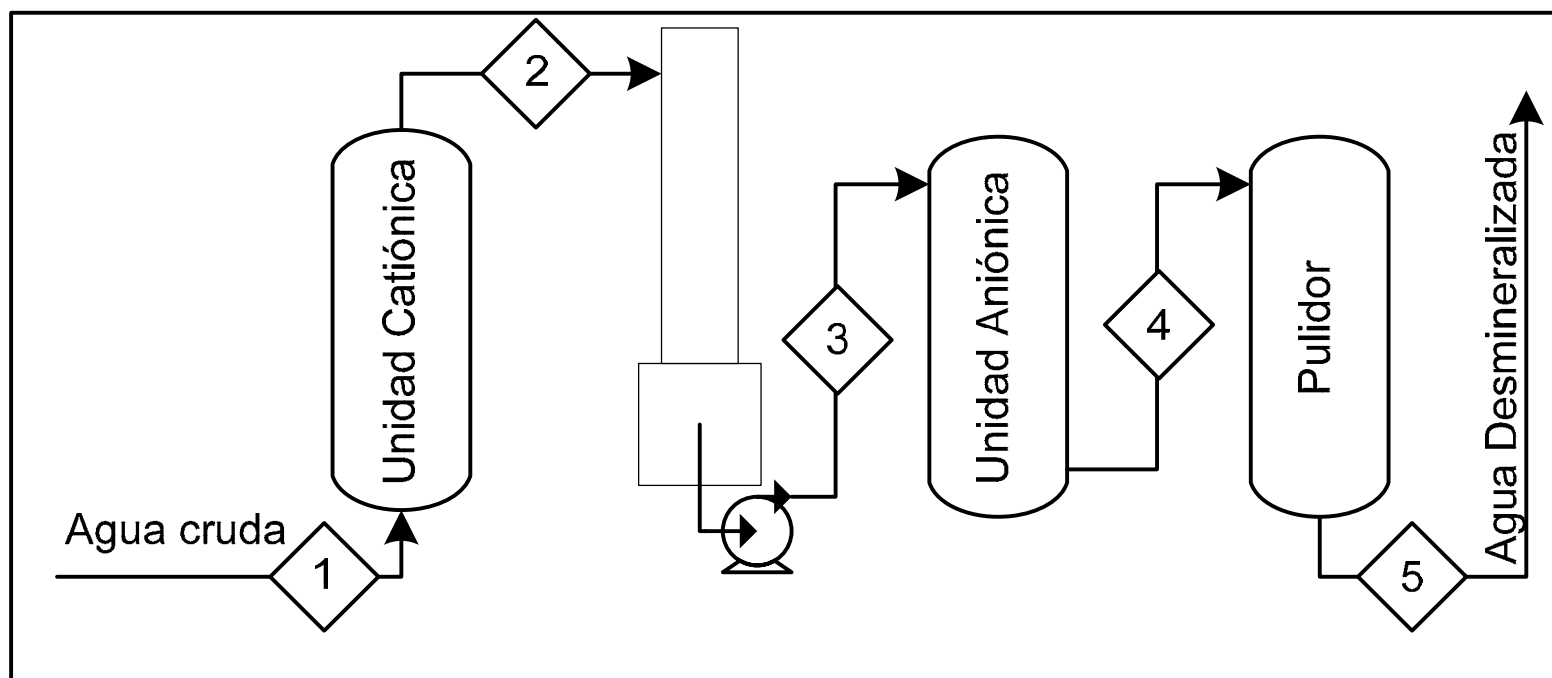
-
24. Walha K., Amar R. A., Firdaous L., Quéméneur F. and Jaouen P. 2007. Brackish groundwater treatment by nanofiltration, reverse osmosis and electro dialysis in Tunisia: performance and cost comparison. *Desalination* 207, pp 95–106.
 25. Wang A. 2002. UPW's Membrane Technology Application Trend on Semiconductor. Magazine Vanguard International Semiconductor Corporation, pp 294-298.
 26. Wenten I. G. 2002. Recent development in membrane science and its industrial applications. *Songklanakarin J. Sci. Technol. Vol. 24 (Suppl.), Membrane Sci. & Tech*, pp 1010-1024. Indonesia.
 27. Woodberry P. and Stevens G. 2005. Removal of Metal Contaminants from Saline Waters at Low Temperature by an Iminodiacetic Acid Ion-Exchange Resin, Thala Valley Tip, Casey Station, Antarctica. *Solvent Extraction and Ion Exchange*, 23, pp 289–306.
 28. Yeon, K. H., Monn S. H. 2003. A Study on Removal of Cobalt from a Primary Coolant by Continuous Electrodeionization with Various Conducting Spacers. *Separation Science and Technology* Vol. 38, No. 10, pp. 2347–2371.
 29. Zhao X., Zhao G., Wang J. and Yun G. 2005. Selective Extraction of Trace Mercury and Cadmium from Drinking Water Sources. *Water Environment Research*, Volume 77, Number 3, pp 213-218.

DIRECCIONES ELECTRÓNICAS

30. Kraus R. S. 1992 Proceso de refino del petróleo. *Enciclopedia de Salud y Seguridad en el Trabajo*, 78 Petróleo y Gas natural, pp 78.1-78.33. Disponible en < www.oit.or.cr/mdtsanjo/sst/enciclopedia/tomo3/78.pdf>.
31. Del Rosal D. R. 2006. Las limitaciones técnico económicas de las opciones energéticas para el siglo XXI en el sector energético Mexicano. IMP, pp 1-18. Disponible en < <http://www.iingen.unam.mx/C10/Eventos/amedes/C2%20Ing%20Rodolfo%20del%20Rosal.pdf>>

ANEXO 1. MEMÓRIA DE CÁLCULO

Cambio de concentración de los iones dentro de la unidad desmineralizadora de agua.



Esquema de un tren de la unidad desmineralizadora de agua

VARIACIÓN DE CONCENTRACIONES EN LA UNIDAD DESMINERALIZADORA

	mgCaCO ₃ /L	1	2	3	4	5
Calcio	Ca ²⁺	115	0	0	0	0
Magnesio	Mg ²⁺	45	0	0	0	0
Sodio	Na ⁺	60	7	7	7	2
	H ⁺	-	78	83	0	0
Total de cationes		220	85	90	7	2
Bicarbonatos	HCO ₃ ⁻	135	0	0	2	2
Carbonatos	CO ₃ ⁻	0	0	0	0	0
	OH ⁻	0	0	0	0	0
Sulfatos	SO ₄ ²⁻	65	65	65	2	0
Cloruros	Cl ⁻	20	20	20	3	0
Nitratos	NO ₃ ⁻	-	-	-	-	-
Total de aniones		220	85	85	7	2
Alcalinidad Molar		135	0	0	0	2
Dióxido de Carbono	CO ₂	10	145	10	0	0
Ph		7.3	2.5	3	9	7.8
Sílice	SiO ₂	10	10	10	0.1	0.02

Cálculo de volumen de resina

$$\text{Conc. de iones} = \frac{\Sigma \text{Iones ppmCaCO}_3}{50 \text{ ppmCaCO}_3} * \frac{1 \text{ eq}}{1000 \text{ meq}} = \frac{(115 + 20)}{50} * \frac{1}{1000} = 0.0027 \text{ eq/L}$$

Unidad	Tipo Resina	Iones		Concentración de iones meq/L	Concentración de iones eq/L
		Ca ²⁺ (mgCaCO ₃ /L)	Mg ²⁺ (mgCaCO ₃ /L)		
Catiónica	Catiónica débil WAC	115	20	2.7	0.0027
		Mg ²⁺ (mgCaCO ₃ /L)	Na ⁺ (mgCaCO ₃ /L)	meq/L	eq/L
	Catiónica fuerte SAC	25	60	1.7	0.0017
		SiO ₂ (mgCaCO ₃ /L)	HCO ₃ ⁻ (mgCaCO ₃ /L)	meq/L	eq/L
Aniónica	Aniónica débil WBA	10	15	0.5	0.0005
		Cl ⁻ (mgCaCO ₃ /L)	SO ₄ ²⁻ (mgCaCO ₃ /L)	meq/L	eq/L
	Aniónica fuerte SBA	20	65	1.7	0.0017

Datos del tanque	Unidad	
Díámetro interno	m	2.1336
Altura de la parte recta	m	3.0000
Área transversal	m ²	3.5753
Volumen total del tanque	m ³	10.7260
Flujo	m ³ /h	150
Velocidad	m/h	42

Con los datos del tanque se determina el volumen de las cámaras

Calculo del ciclo de producción por tren

Volumen resina = $\frac{\text{Flujo} * \text{Ciclo} * \text{Conc. de iones}}{\text{Capacidad de resina}}$ el ciclo de producción se despeja, obteniendo

$$\text{Ciclo} = \frac{\text{Capacidad de Resina} * \text{Volumen de Resina}}{\text{Flujo} * \text{Conc. de iones}} = \frac{(4.10 * 4.6926)}{(150 * 0.0027)} = 48h$$

Unidad	Tipo Resina	Capacidad de resina	Concentración de iones	Flujo	Volumen de Resina	Altura de la cama resina	Ciclo de producción
		eq/L	eq/L	m ³ /h	m ³	m	h
Catiónica	Catiónica débil WAC	4.10	0.0027	150	4.6926	1.31	48
	Catiónica fuerte SAC	2.00	0.0017	150	6.0334	1.69	47
Aniónica	Aniónica débil WBA	1.25	0.0005	150	2.6815	0.75	45
	Aniónica fuerte SBA	1.30	0.0017	150	8.0445	2.25	41
Pulidor	Catiónica fuerte SAC	1.80		150	5.3630	1.50	40
	Aniónica fuerte SBA	1.30		150	5.3630	1.50	40

Proceso de Regeneración

Inyección de regenerante

$kg \text{ de químico} = \text{Tasa del regenerante}(kg / L) * \text{volumen del regenerante} = 40 * 4.6926 = 206.4757 \text{ kg de regenerante}$

Unidad	Tipo Resina	Capacidad de resina	Regenerante puro	Concentración regeneración	Volumen de Resina	Tasa del regenerante	Cantidad químico
		eq/L		% peso	m ³	kg/m3	kg
Catiónica	Catiónica débil WAC	4.10	Ácido sulfúrico	2.0	4.6926	40	206.4757
	Catiónica fuerte SAC	2.00	Ácido sulfúrico	2.0	6.0334	40	241.3352
Aniónica	Aniónica débil WBA	1.25	Sosa	4.0	2.6815	40	128.7121
	Aniónica fuerte SBA	1.30	Sosa	4.0	8.0445	40	321.7803
Pulidor	Catiónica fuerte SAC	1.80	Ácido sulfúrico	2.0	5.3630	40	214.5202
	Aniónica fuerte SBA	1.30	Sosa	4.0	5.3630	40	214.5202

Datos de regenerantes

Regenerante	Concentración	lb de químico por galón de regenerante	Kg de químico por m ³ de regenerante*
	% peso		
H ₂ SO ₄	2	0.169	20.251
H ₂ SO ₄	98	15.000	1797.396
NaOH	4	0.348	41.700
NaOH	50	6.360	762.096

*Información de las hojas de datos de resinas en el ANEXO 1

Tiempo de inyección del regenerante

$$\text{Flujo del regenerante} = \text{Caudal} * \text{volumen de resina} = 2 * (4.6926 + 6.0334) = 21.4520 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$\text{Tiempo de regeneracion} = \frac{\text{kg de quimico} / \text{flujo del regenerante}}{\text{kg de quimico por m}^3 \text{ de regenerante}} = \frac{\text{Volumen del regenerante}}{\text{flujo del regenerante}}$$

$$\text{Volumen del regenerante} = \frac{\text{kg de quimico}}{\text{kg de quimico por m}^3 \text{ de regenerante}} = \frac{447.8109}{20.251} = 22.1134 \text{ m}^3 \text{ regenerante}$$

$$\text{Tiempo de regeneracion} = \frac{\text{Volumen del regenerante}}{\text{flujo del regenerante}} = \frac{22.1134 * 60}{21.4520} = 61.8 \text{ min}$$

Unidad	Tipo Resina	Cantidad químico	Químico por unidad	Volumen de Regenerante	Flujo del regenerante	Tiempo de regeneración
		kg	kg	m ³	m ³ /h	min
Catiónica	Catiónica débil	206.4757	447.8109	22.1134	21.4520	61.8
	Catiónica fuerte	241.3352				
Aniónica	Aniónica débil	128.7121	128.7121	3.0867	5.3630	34.5
	Aniónica fuerte	321.7803	321.7803	7.7166	16.0890	28.8
Pulidor	Catiónica fuerte	214.5202	214.5202	10.5932	21.4520	29.6
	Aniónica fuerte	214.5202	214.5202	5.1444	10.7260	28.8

Volumen de agua para dilución del regenerante

Unidad	Tipo Resina	Químico por unidad	Volumen de Regenerante	H ₂ SO ₄ al 98% NaOH al 50%	Vol. Agua para dilución
		kg	m ³	m ³	m ³
Catiónica	Catiónica débil	447.8109	22.1134	0.0123	22.1011
	Catiónica fuerte				
Aniónica	Aniónica débil	128.7121	3.0867	0.1689	10.2122
	Aniónica fuerte	321.7803	7.7166	0.4222	
Pulidor	Catiónica fuerte	214.5202	10.5932	0.1194	15.3368
	Aniónica fuerte	214.5202	5.1444	0.2815	

Desplazamiento del regenerante

$$\text{Caudal de desplazamiento} = 2 * \text{Flujo del regenerante} = 2 * 21.4520 = 42.9040 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$\text{Tiempo de Desplazamiento} = \frac{1.2 * \text{Volumen de resina combinada por tanque}}{\text{Caudal de desplazamiento}} = \frac{1.2 * 10.7260 * 60}{42.9140} = 18 \text{ min}$$

Unidad	Tipo Resina	Volumen de Resina	Vol resina	Caudal de desplazamiento	Tiempo del desplazamiento
		m ³	m ³	m ³ /h	min
Catiónica	Catiónica débil	4.6926	10.7260	42.9040	18.0
	Catiónica fuerte	6.0334			
Aniónica	Aniónica débil	2.6815	10.7260	32.1780	24.4
	Aniónica fuerte	8.0445			
Pulidor	Catiónica fuerte	5.3630	5.3630	42.9040	9.2
	Aniónica fuerte	5.3630	5.3630	21.4520	18.3

Para calcular el flujo de lavado se toma el flujo mayor entre:

Flujo de servicio	m ³ /h	150
[(12 m ³ /h)/(m ³ resina)]* Vol resina	m ³ /h	129

Lavado rápido y lavado final

$$\text{Tiempo de lavado rapido} = \frac{\text{Vol de solución} / \text{m}^3 \text{ de resina} * \text{volumen de resina}}{\text{Flujo de lavado}} = \frac{3 * 10.7260 * 60}{150} = 12.9 \text{ min}$$

Unidad	Tipo Resina	Volumen de Resina	Vol solución por m ³ resina	Flujo de lavado	Tiempo de lavado rápido
		m ³			min
Catiónica	Catiónica débil	4.6926	3	150	12.9
	Catiónica fuerte	6.0334			
Aniónica	Aniónica débil	2.6815	4	150	17.2
	Aniónica fuerte	8.0445			
Pulidor	Catiónica fuerte	5.3630	3	150	12.9
	Aniónica fuerte	5.3630			

$$\text{Tiempo de lavado final} = \frac{1 * \text{Vol de resina combinada por tanque}}{\text{Flujo de lavado}} = \frac{10.7260 * 60}{150} = 4.3 \text{ min}$$

Unidad	Tipo Resina	Volumen de Resina	Vol resina por tanque	Flujo de lavado	Tiempo de lavado final
		m ³			min
Catiónica	Catiónica débil	4.6926	10.7260	150	4.3
	Catiónica fuerte	6.0334			
Aniónica	Aniónica débil	2.6815	10.7260	150	4.3
	Aniónica fuerte	8.0445			
Pulidor	Catiónica fuerte	5.3630	10.7260	150	4.3
	Aniónica fuerte	5.3630			

Resumen del proceso de Regeneración de resina para ambos sistemas

<i>Sistema convencional</i>	Químico Regenerante	Concentración Regeneración	Flujo del regenerante	Tiempo de regeneración	Cantidad de Regenerante
		% peso	m ³ /h	min	kg
Unidad catiónica débil	H ₂ SO ₄ 98%	1.20	62.3	60	1600
Unidad catiónica fuerte	H ₂ SO ₄ 98%	2.50		60	
Unidad aniónica	NaOH 50%	3.50	62.6	40	1600
Unidad mixta	H ₂ SO ₄ 98%	4.00	26.7	60	500
	NaOH 50%	4.00	14.5	60	650

Cantidad total de regenerante H₂SO₄ **2100**

Cantidad total de regenerante NaOH **2250**

<i>Sistema lechos empacados</i>		Químico Regenerante	Concentración Regeneración	Flujo del regenerante	Tiempo de regeneración	Cantidad de Regenerante
Unidad	Cámara		% peso	m ³ /h	min	kg
Catiónica	Débil	H ₂ SO ₄ 98%	2.0	21.5	61.8	448
	Fuerte		2.0			
Aniónica	Débil	NaOH 50%	4.0	5.4	34.5	129
	Fuerte		4.0	16.1	28.8	322
Pulidor	Catiónica fuerte	H ₂ SO ₄ 98%	2.0	21.5	29.6	215
	Aniónica fuerte	NaOH 50%	4.0	10.7	28.8	215

Cantidad total de regenerante H₂SO₄ **662**

Cantidad total de regenerante NaOH **665**

Caídas de Presión

Caídas de Presión=Altura de cama de resina*Perdida de carga=2*0.5302=1.0605 $\overline{\text{kg/cm}^2}$

<i>Sistema convencional</i>	Altura cama de resina	Perdida de Carga	Perdida de Carga *	Caída de presión por tanque
	m	kPa/m	[kg/cm ²]/m	kg/cm ²
Unidad catiónica débil	2	52	0.5302	1.0605
Unidad catiónica fuerte	2	33	0.3365	0.6730
Unidad aniónica	2	36	0.3671	0.7342
Unidad mixta	2	36	0.3671	0.7342

Sistema lechos empacados

Unidad	Tipo de Resina	Altura cama de resina	Perdida de Carga	Perdida de Carga *	Caída de presión	
		m	kPa/m	[kg/cm ²]/m	por cámara	por tanque
					kg/cm ²	kg/cm ²
Catiónica	Catiónica débil WAC	1.31	52	0.5302	0.6959	1.2638
	Catiónica fuerte SAC	1.69	33	0.3365	0.5678	
Aniónica	Aniónica débil WBA	0.75	56	0.5710	0.4283	1.2542
	Aniónica fuerte SBA	2.25	36	0.3671	0.8260	
Pulidor	Catiónica fuerte SAC	1.50	35	0.3569	0.5353	1.0860
	Aniónica fuerte SBA	1.50	36	0.3671	0.5506	

*Información de las hojas de datos de resinas en el ANEXO 2

kPa/m, pérdida de presión por metro de altura de la cama de resina

ANEXO 2. HOJAS DE DATOS DE RESINAS



PRODUCT DATA SHEET

AMBERLITE IRC86RF is a high capacity weak acid cation exchange resin containing carboxylic acid groups. It is characterised by an outstanding physical and chemical stability. AMBERLITE IRC86RF has been specially developed for use in floating and packed bed applications. Its principal application is the dealkalisation of industrial waters. AMBERLITE IRC86RF, in the

hydrogen cycle, removes hardness associated with alkalinity. Combined with a strong acid cation exchanger, AMBERLITE IRC86RF allows to reduce acid consumption in deionisation. The presence of chlorine in the water to be treated does not affect the performance of the resin.

PROPERTIES

Matrix _____	Gel polyacrylic copolymer
Functional groups _____	- COO ⁻
Physical form _____	Clear yellow beads
Ionic form as shipped _____	H ⁺
Total exchange capacity ^[1] _____	≥ 4.10 eq/L (H ⁺ form)
Moisture holding capacity ^[1] _____	47 to 53 % (H ⁺ form)
Specific gravity _____	1.170 to 1.195 (H ⁺ form)
Shipping weight _____	790 g/L
Particle size _____	
Harmonic mean size _____	0.600 - 0.800 mm
Uniformity coefficient _____	≤ 1.5
Fine contents ^[1] _____	< 0.300 mm : 0.1 % max
Coarse beads _____	> 1.180 mm : 2.0 % max
Maximum reversible swelling _____	H ⁺ → Na ⁺ : 100 %

^[1] Contractual value

Test methods are available on request.

SUGGESTED OPERATING CONDITIONS

Maximum operating temperature _____	120°C
Minimum bed depth _____	700 mm
Service flow rate _____	5 to 70 BV*/h
Regenerant _____	HCl H ₂ SO ₄
Flow rate (BV/h) _____	2 to 8 15 to 40
Concentration (%) _____	2 to 5 0.5 to 0.7
Level _____	104 to 110 % of the theory
Minimum contact time _____	30 minutes
Slow rinse _____	2 BV at regeneration flow rate
Fast rinse _____	2 to 4 BV at service flow rate

* 1 BV (Bed Volume) = 1 m³ solution per m³ resin

PERFORMANCE

Operating capacity

The operating capacity of AMBERLITE IRC86RF is a function of analysis, temperature and service flow rate of water. Data providing information to calculate the capacity are given in the engineering data sheet (EDS 0235 A).

Regeneration

AMBERLITE IRC86RF is readily regenerated with little over stoichiometric amounts of strong acids. If the use of sulphuric acid is contemplated, care must be taken to apply a low concentration of H_2SO_4 (ca 0.7 %) in order to avoid calcium sulphate precipitation.

HYDRAULIC CHARACTERISTICS

AMBERLITE IRC86RF gives a pressure drop of about 14 kPa/m bed depth per 10m/h at 15°C. A backwash flow rate of 14 m/h gives a bed expansion of about 65 % at 15°C.

LIMITS OF USE

Due to its high swelling between H^+ and Na^+ or NH_4^+ forms, it is recommended not to use AMBERLITE IRC86RF between these ionic forms. AMBERLITE IRC86RF is suitable for industrial uses. For all other specific applications such as pharmaceutical, food processing or potable water applications, it is recommended that all potential users seek advice from Rohm and Haas in order to determine the best resin choice and optimum operating conditions.

All our products are produced in ISO 9002 certified manufacturing facilities.

Rohm and Haas/Ion Exchange Resins - Philadelphia, PA - Tel. (800) RH AMBER - Fax: (215) 537-4157
Rohm and Haas/Ion Exchange Resins - 75579 Paris Cedex 12 - Tel. (33) 1 40 02 50 00 - Fax : 1 43 45 28 19

WEB SITE: <http://www.rohmhaas.com/ionexchange>



AMBERLITE is a trademark of Rohm and Haas Company, Philadelphia, U.S.A.

Ion exchange resins and polymeric adsorbents, as produced, contain by-products resulting from the manufacturing process. The user must determine the extent to which organic by-products must be removed for any particular use and establish techniques to assure that the appropriate level of purity is achieved for that use. The user must ensure compliance with all prudent safety standards and regulatory requirements governing the application. Except where specifically otherwise stated, Rohm and Haas Company does not recommend its ion exchange resins or polymeric adsorbents, as supplied, as being suitable or appropriately pure for any particular use. Consult your Rohm and Haas technical representative for further information. Acidic and basic regenerant solutions are corrosive and should be handled in a manner that will prevent eye and skin contact. Nitric acid and other strong oxidizing agents can cause explosive type reactions when mixed with Ion Exchange resins. Proper design of process equipment to prevent rapid buildup of pressure is necessary if use of an oxidizing agent such as nitric acid is contemplated. Before using strong oxidizing agents in contact with Ion Exchange Resins, consult sources knowledgeable in the handling of these materials.

Rohm and Haas Company makes no warranties either expressed or implied as to the accuracy or appropriateness of this data and expressly excludes any liability upon Rohm and Haas arising out of its use. We recommend that the prospective users determine for themselves the suitability of Rohm and Haas materials and suggestions for any use prior to their adoption. Suggestions for uses of our products of the inclusion of descriptive material from patents and the citation of specific patents in this publication should not be understood as recommending the use of our products in violation of any patent or as permission or license to use any patents of the Rohm and Haas Company. Material Safety Data Sheets outlining the hazards and handling methods for our products are available on request.



PRODUCT DATA SHEET

AMBERLITE IRA96RF is a macroreticular weak base anion exchange resin. Its very stable structure and limited reversible swelling make it very resistant to osmotic shock. The high degree of porosity of this resin provides efficient adsorption of large organic molecules and their desorption during regeneration, thus allowing excellent protection against organic fouling. AMBERLITE IRA96RF is intended primarily for

the removal of strong acids from water following a strongly acidic cation exchange resin, and it provides excellent protection against organic fouling for the strong base anion exchange resin placed in the same vessel. The particle size distribution of AMBERLITE IRA96RF has been specifically selected to give optimum performance in packed and floating bed applications.

PROPERTIES

Matrix _____
 Functional groups _____
 Physical form _____
 Ionic form as shipped _____
 Total exchange capacity ^[1] _____
 Moisture holding capacity ^[1] _____
 Specific gravity _____
 Shipping weight _____
 Particle size _____
 Uniformity coefficient _____
 Harmonic mean size _____
 Fine contents ^[1] _____
 Coarse beads _____
 Maximum reversible swelling _____

Styrene divinylbenzene copolymer
 Tertiary amine
 Opaque spherical beads
 Free base (FB)
 ≥ 1.25 eq/L (FB form)
 57 to 63 % (FB form)
 1.04 to 1.060 (FB form)
 670 g/L

 ≤ 1.50
 630 to 830 μm
 < 0.300 mm : 0.1 % max
 > 1.180 mm : 1.0 % max
 FB \rightarrow Cl⁻ : 15 %

^[1] Contractual value

Test methods are available on request.

SUGGESTED OPERATING CONDITIONS

Maximum operating temperature _____
 Minimum bed depth _____
 Service flow rate _____
 Regenerant _____
 Flow rate _____
 Concentration _____
 Level _____
 Minimum contact time _____
 Slow rinse _____
 Fast rinse _____

100°C
 700 mm
 5 to 40 BV*/h
 NaOH
 2 to 8 BV/h
 2 to 4 %
 120 % of ionic load
 30 minutes
 2 BV at regeneration flow rate
 4 to 8 BV at service flow rate

* 1 BV (Bed Volume) = 1 m³ solution per m³ resin.

PERFORMANCE

Operating capacity

The operating capacity of AMBERLITE IRA96RF, when used to deionise water, depends on a number of factors :

- * Ionic load,
- * CO₂ content,
- * SO₄/FMA ratio,
- * Water temperature.

The Engineering data sheet EDS 0255 A provides information to calculate the operating capacity of AMBERLITE IRA96RF used in water treatment.

Organic matter

Thanks to its high porosity, AMBERLITE IRA96RF can adsorb reversibly organic molecules from solution. It is therefore very useful to protect strongly basic resins from irreversible fouling.

Physical stability

The tough, durable structure of AMBERLITE IRA96RF associated with the limited reversible volume change in service offers excellent resistance to attrition from osmotic or physical stress. In addition, the resin has outstanding resistance to oxidation.

HYDRAULIC CHARACTERISTICS

AMBERLITE IRA96RF gives a pressure drop of about 13 kPa/m bed depth per 10 m/h at 15°C.

A backwash flow rate of 4.5 m/h gives a bed expansion of about 70 % at 15°C.

LIMITS OF USE

AMBERLITE IRA96RF is suitable for industrial uses. For all other specific applications such as pharmaceutical, food processing or potable water applications, it is recommended that all potential users seek advice from Rohm and Haas in order to determine the best resin choice and optimum operating conditions.

All our products are produced in ISO 9002 certified manufacturing facilities.

Rohm and Haas/Ion Exchange Resins - Philadelphia, PA - Tel. (800) RH AMBER - Fax: (215) 537-4157
Rohm and Haas/Ion Exchange Resins - 75579 Paris Cedex 12 - Tel. (33) 1 40 02 50 00 - Fax : 1 43 45 28 19

WEB SITE: <http://www.rohmhaas.com/ionexchange>



AMBERLITE is a trademark of Rohm and Haas Company, Philadelphia, U.S.A.

Ion exchange resins and polymeric adsorbents, as produced, contain by-products resulting from the manufacturing process. The user must determine the extent to which organic by-products must be removed for any particular use and establish techniques to assure that the appropriate level of purity is achieved for that use. The user must ensure compliance with all prudent safety standards and regulatory requirements governing the application. Except where specifically otherwise stated, Rohm and Haas Company does not recommend its ion exchange resins or polymeric adsorbents, as supplied, as being suitable or appropriately pure for any particular use. Consult your Rohm and Haas technical representative for further information. Acidic and basic regenerant solutions are corrosive and should be handled in a manner that will prevent eye and skin contact. Nitric acid and other strong oxidizing agents can cause explosive type reactions when mixed with Ion Exchange resins. Proper design of process equipment to prevent rapid buildup of pressure is necessary if use of an oxidizing agent such as nitric acid is contemplated. Before using strong oxidizing agents in contact with Ion Exchange Resins, consult sources knowledgeable in the handling of these materials.

Rohm and Haas Company makes no warranties either expressed or implied as to the accuracy or appropriateness of this data and expressly excludes any liability upon Rohm and Haas arising out of its use. We recommend that the prospective users determine for themselves the suitability of Rohm and Haas materials and suggestions for any use prior to their adoption. Suggestions for uses of our products of the inclusion of descriptive material from patents and the citation of specific patents in this publication should not be understood as recommending the use of our products in violation of any patent or as permission or license to use any patents of the Rohm and Haas Company. Material Safety Data Sheets outlining the hazards and handling methods for our products are available on request.



PRODUCT DATA SHEET

AMBERJET 4200 Cl is a uniform particle size, high quality, strong base type 1 anion exchanger designed for use in all general demineralisation systems. The uniformity and mean particle size of AMBERJET 4200 Cl have been optimised for use in industrial equipment including mixed

beds, when paired with AMBERJET 1200 H or AMBERJET 1200 Na. AMBERJET 4200 Cl can be directly substituted for conventional gel anion exchange resin in new equipment and in rebeds of existing demineralisers.

PROPERTIES

Matrix _____	Styrene divinylbenzene copolymer
Functional groups _____	$-N^+(CH_3)_3$
Physical form _____	Insoluble, white translucent beads
Ionic form as shipped _____	Cl^-
Total exchange capacity ^[1] _____	≥ 1.30 eq/L (Cl^- form)
Moisture holding capacity ^[1] _____	49 to 55 % (Cl^- form)
Specific gravity _____	1.06 to 1.08 (Cl^- form)
Shipping weight _____	670 g/L
Particle size _____	
Uniformity coefficient ^[1] _____	≤ 1.25
Harmonic mean size _____	600 to 800 μm
Fine contents ^[1] _____	< 0.425 mm : 0.5 % max
Coarse beads _____	> 0.850 mm : 5.0 % max
Maximum reversible swelling _____	$Cl^- \rightarrow OH^-$: about 30 %

^[1] Contractual value

Test methods are available on request.

SUGGESTED OPERATING CONDITIONS

Minimum bed depth _____	800 mm
Service flow rate _____	5 to 50 BV/h
Maximum linear velocity _____	60 m/h
Regenerant _____	NaOH
Level _____	40 to 100 g/L
Concentration _____	2 to 5 %
Flow rate _____	2 to 8 BV*/h
Minimum contact time _____	20 minutes
Slow rinse _____	2 BV at regeneration flow rate
Fast rinse _____	3 to 6 BV at service flow rate

* 1 BV (Bed Volume) = 1 m³ solution per m³ resin

PERFORMANCE

Due to its high basicity AMBERJET 4200 Cl has a very good affinity for weak acids so that extremely low silica leakage values in the ppb range are obtained with reverse flow regeneration. Operating capacity and silica leakage depend on several factors such as water analysis, temperature and regenerant level. The engineering data sheets EDS 0357 A and 0358 A provide information to calculate them.

LIMITS OF USE

AMBERJET 4200 Cl is suitable for industrial uses. For all other specific applications such as pharmaceutical, food processing or potable

water applications, it is recommended that all potential users seek advice from Rohm and Haas in order to determine the best resin choice and optimum operating conditions.

HYDRAULIC CHARACTERISTICS

Figure 1 shows the bed expansion of AMBERJET 4200 Cl as a function of backwash flow rate and water temperature. Figure 2 shows the pressure drop data for AMBERJET 4200 Cl, as a function of service flow rate and water temperature. Pressure drop data are valid at the start of the service run with a clear water and a correctly classified bed.

Fig. 1 : Bed Expansion

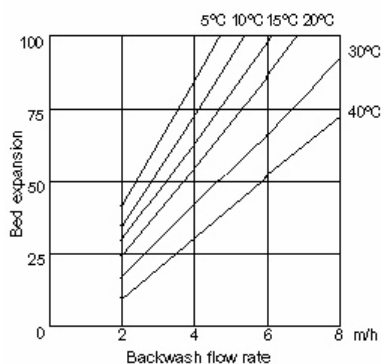
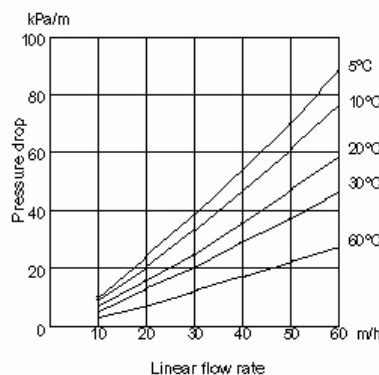


Fig. 2 : Pressure Drop



All our products are produced in ISO 9002 certified manufacturing facilities.

Rohm and Haas/Ion Exchange Resins - Philadelphia, PA - Tel. (800) RH AMBER - Fax: (215) 537-4157
 Rohm and Haas/Ion Exchange Resins - 75579 Paris Cedex 12 - Tel. (33) 1 40 02 50 00 - Fax : 1 43 45 28 19

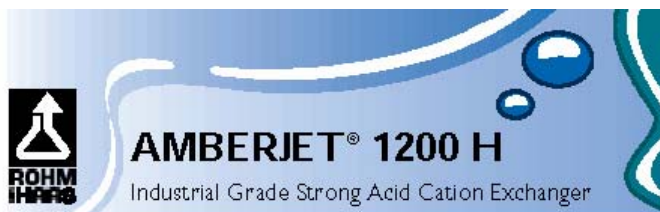
WEB SITE: <http://www.rohmhaas.com/ionexchange>



AMBERJET is a trademark of Rohm and Haas Company, Philadelphia, U.S.A.

Ion exchange resins and polymeric adsorbents, as produced, contain by-products resulting from the manufacturing process. The user must determine the extent to which organic by-products must be removed for any particular use and establish techniques to assure that the appropriate level of purity is achieved for that use. The user must ensure compliance with all prudent safety standards and regulatory requirements governing the application. Except where specifically otherwise stated, Rohm and Haas Company does not recommend its ion exchange resins or polymeric adsorbents, as supplied, as being suitable or appropriately pure for any particular use. Consult your Rohm and Haas technical representative for further information. Acidic and basic regenerant solutions are corrosive and should be handled in a manner that will prevent eye and skin contact. Nitric acid and other strong oxidizing agents can cause explosive type reactions when mixed with Ion Exchange resins. Proper design of process equipment to prevent rapid buildup of pressure is necessary if use of an oxidizing agent such as nitric acid is contemplated. Before using strong oxidizing agents in contact with Ion Exchange Resins, consult sources knowledgeable in the handling of these materials.

Rohm and Haas Company makes no warranties either expressed or implied as to the accuracy or appropriateness of this data and expressly excludes any liability upon Rohm and Haas arising out of its use. We recommend that the prospective users determine for themselves the suitability of Rohm and Haas materials and suggestions for any use prior to their adoption. Suggestions for uses of our products of the inclusion of descriptive material from patents and the citation of specific patents in this publication should not be understood as recommending the use of our products in violation of any patent or as permission or license to use any patents of the Rohm and Haas Company. Material Safety Data Sheets outlining the hazards and handling methods for our products are available on request.



PRODUCT DATA SHEET

AMBERJET 1200 H is a uniform particle size, high quality, strong acid cation exchanger designed for use in all general demineralisation systems.

The uniformity and mean particle size of AMBERJET 1200 H have been optimised for use

in industrial demineralisation equipment including mixed beds when paired with AMBERJET 4200 Cl. AMBERJET 1200 H can be directly substituted for conventional gel cation exchange resin in new equipment and in rebeds of existing installations.

PROPERTIES

Matrix _____
 Functional groups _____
 Physical form _____
 Ionic form as shipped _____
 Total exchange capacity ^[1] _____
 Moisture holding capacity ^[1] _____
 Shipping weight _____
 Specific gravity _____
 Uniformity coefficient ^[1] _____
 Harmonic mean size _____
 Fines content ^[1] _____
 Coarse beads _____
 Maximum reversible swelling _____

Styrene divinylbenzene copolymer
 $-\text{SO}_3^-$
 Insoluble, amber beads
 H^+
 $\geq 1.8 \text{ eq/L (H}^+ \text{ form)} - \geq 2.0 \text{ eq/L (Na}^+ \text{ form)}$
 49 to 55 % (H^+ form)
 800 g/L
 1.18 to 1.22 (H^+ form)
 ≤ 1.2
 $630 \pm 50 \mu\text{m}$
 $< 0.300 \text{ mm} : 0.1 \% \text{ max}$
 $> 0.850 \text{ mm} : 10 \% \text{ max}$
 $\text{Na}^+ \rightarrow \text{H}^+ : 10 \%$

^[1] Contractual value
 Test methods are available on request.

SUGGESTED OPERATING CONDITIONS

Minimum bed depth _____
 Service flow rate _____
 Maximum service velocity _____
 Regenerant _____
 Level _____
 Concentration _____
 Flow rate _____
 Minimum contact time _____
 Slow rinse _____
 Fast rinse _____

800 mm
 5 to 50 BV*/h
 60 m/h
 HCl H_2SO_4
 40 to 150 40 to 200
 4 to 10 1 to 8
 2 to 5 2 to 20
 20 minutes
 2 BV at regeneration flow rate
 1 to 3 BV at service flow rate

* 1 BV (Bed Volume) = 1 m^3 solution per m^3 resin

PERFORMANCE

Operating capacity and sodium leakage depend on several factors such as water analysis, temperature and regenerant level. The engineering data sheets EDS 0355 A, 0356 A, 0359 A, and 0360 A, provide information to calculate them.

LIMITS OF USE

AMBERJET 1200 H is suitable for industrial uses. For all other specific applications such as pharmaceutical, food processing or potable water applications, it is recommended that all

potential users seek advice from Rohm and Haas in order to determine the best resin choice and optimum operating conditions.

HYDRAULIC CHARACTERISTICS

Figure 1 shows the bed expansion of AMBERJET 1200 H as a function of backwash flow rate and water temperature. Figure 2 shows the pressure drop data for AMBERJET 1200 H, as a function of service flow rate and water temperature. Pressure drop data are valid at the start of the service run with a clear water and a correctly classified bed.

Fig. 1 : Bed Expansion

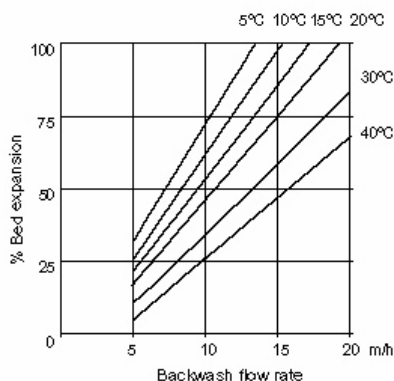
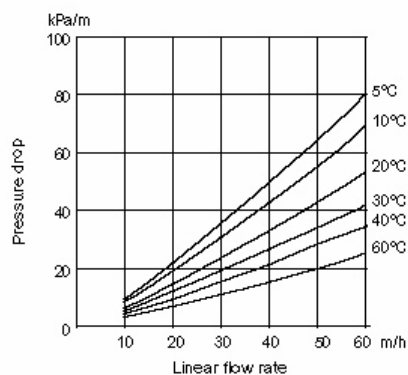


Fig. 2 : Pressure Drop



All our products are produced in ISO 9002 certified manufacturing facilities.

Rohm and Haas/Ion Exchange Resins - Philadelphia, PA - Tel. (800) RH AMBER - Fax: (215) 537-4157
 Rohm and Haas/Ion Exchange Resins - 75579 Paris Cedex 12 - Tel. (33) 1 40 02 50 00 - Fax : 1 43 45 28 19

WEB SITE: <http://www.rohmhaas.com/ionexchange>



AMBERJET is a trademark of Rohm and Haas Company, Philadelphia, U.S.A.

Ion exchange resins and polymeric adsorbents, as produced, contain by-products resulting from the manufacturing process. The user must determine the extent to which organic by-products must be removed for any particular use and establish techniques to assure that the appropriate level of purity is achieved for that use. The user must ensure compliance with all prudent safety standards and regulatory requirements governing the application. Except where specifically otherwise stated, Rohm and Haas Company does not recommend its ion exchange resins or polymeric adsorbents, as supplied, as being suitable or appropriately pure for any particular use. Consult your Rohm and Haas technical representative for further information. Acidic and basic regenerant solutions are corrosive and should be handled in a manner that will prevent eye and skin contact. Nitric acid and other strong oxidizing agents can cause explosive type reactions when mixed with Ion Exchange resins. Proper design of process equipment to prevent rapid buildup of pressure is necessary if use of an oxidizing agent such as nitric acid is contemplated. Before using strong oxidizing agents in contact with Ion Exchange Resins, consult sources knowledgeable in the handling of these materials.

Rohm and Haas Company makes no warranties either expressed or implied as to the accuracy or appropriateness of this data and expressly excludes any liability upon Rohm and Haas arising out of its use. We recommend that the prospective users determine for themselves the suitability of Rohm and Haas materials and suggestions for any use prior to their adoption. Suggestions for uses of our products of the inclusion of descriptive material from patents and the citation of specific patents in this publication should not be understood as recommending the use of our products in violation of any patent or as permission or license to use any patents of the Rohm and Haas Company. Material Safety Data Sheets outlining the hazards and handling methods for our products are available on request.