

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA**



**“ESTUDIO DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UN  
SISTEMA ALTERNATIVO DE REGENERACIÓN (USANDO  $H_2SO_4$  Y  $HCL$ )  
EN EL PAQUETE DESMINERALIZADOR DE UNA PLANTA DE  
FERTILIZANTES”**

**Realizado por:**

**Simón Eduardo Escobar Girón**

**Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito  
parcial para optar al título de Ingeniero Químico**

**Puerto La Cruz, Enero de 2010**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA**



**“ESTUDIO DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UN  
SISTEMA ALTERNATIVO DE REGENERACIÓN (USANDO  $H_2SO_4$  Y  $HCl$ )  
EN EL PAQUETE DESMINERALIZADOR DE UNA PLANTA DE  
FERTILIZANTES”**

**ASESORES**

---

**Ing. Químico Fidelina Moncada, M.Sc.**  
**Asesor Académico**

---

**Lic. Químico Aníbal Villarroel**  
**Asesor Industrial**

**Puerto La Cruz, Enero de 2010**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA**



**“ESTUDIO DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UN  
SISTEMA ALTERNATIVO DE REGENERACIÓN (USANDO H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> Y HCL)  
EN EL PAQUETE DESMINERALIZADOR DE UNA PLANTA DE  
FERTILIZANTES”**

**JURADO CALIFICADOR**

---

**Ing. Químico Fidelina Moncada, M.Sc.**

**Asesor Académico**

---

**Ing. Químico Luís Moreno, M.Sc**

**Jurado Principal**

---

**Ing. Químico Osvaldo Ochoa, M.Sc.**

**Jurado Principal**

**Puerto La Cruz, Enero de 2010**

## **ARTÍCULO 41**

**DE ACUERDO AL ARTÍCULO 41 DEL REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO:**

**“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”.**

## **DEDICATORIA**

Quiero dedicar este logro a mis hijos Gaby y Simoncito, a quienes amo más que a mi vida por ser mis tesoros más preciados...

Con infinito amor a mi esposa Betty, por su apoyo incondicional y presencia en cada instante de mi vida y especialmente en los momentos más difíciles, sin lo cual estoy seguro, no lo hubiese logrado.

Con muchísimo cariño a mi madre Rosa, por su amor, comprensión y bendiciones que siempre me han de acompañar.

A mis hermanos César, Lenio y Leito, por ser pilares fundamentales en mi vida.

A mi abuela Reina, por ser ejemplo de calidad humana y símbolo de fortaleza.

A la memoria de mi padre Lenio; mi tío Andrés; mi tía Marina, mi abuela Carmen y mi abuelo Simón, quienes en gran medida forjaron mi carácter...siempre estarán presentes en mi corazón.

A la Sra. Ana María, a quien siempre estaré agradecido por su desinteresado apoyo.

A toda mi familia quienes han sabido comprender mis ausencias...

## RESUMEN

El sistema de agua desmineralizada de la planta de Fertilizantes Nitrogenados C.E.C (FertiNitro) está constituido por dos intercambiadores catiónicos, una torre descarbonatadora común, dos intercambiadores aniónicos y dos intercambiadores de lechos mixtos, con capacidad de producir 220 m<sup>3</sup>/h de agua desmineralizada en condiciones normales. Actualmente la resina del lecho catiónico, es regenerada con ácido sulfúrico a tres concentraciones diferentes, en tres etapas. Con el objetivo fundamental de evaluar la factibilidad técnico-económica de un sistema alternativo de regeneración del lecho catiónico con ácido clorhídrico, se compararon las condiciones operacionales del intercambiador catiónico (31-V-001 A/B) con las condiciones de diseño, encontrándose que el flujo real de operación se mantiene por debajo del flujo de diseño en un 16,67%. Así mismo se instaló un sistema piloto conformado por un tanque de almacenamiento de agua cruda; una bomba periférica para dosificación; un indicador de flujo de área variable; sistema de tuberías y válvulas y una columna de resina catiónica (con las mismas características de la resina utilizada en el sistema real), para determinar experimentalmente la eficiencia de regeneración de la resina catiónica utilizando tanto HCl como H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. En esta experiencia se comprobó que para ambos regenerantes las condiciones, con respecto al tiempo de regeneración y producción de agua descationizada, son similares. Basados en los resultados obtenidos, se presentó un diagrama de flujo de proceso para la propuesta del sistema alternativo de regeneración, en el cual se estableció un flujo de 33,40 m<sup>3</sup>/h de solución regenerante de HCl al 10%, a partir de la dilución (con agua desmineralizada) de una solución comercial de HCl al 30%, durante un tiempo de regeneración de 50 minutos. Adicionalmente, los equipos propuestos consistieron en un tanque de acero al carbono con recubrimiento interno de goma y capacidad de almacenamiento de 20 m<sup>3</sup> de HCl al 30% y un eductor para la dosificación de este ácido, con capacidad de 0 a 15 m<sup>3</sup>/h. El costo de cada equipo, incluyendo su

instalación en campo, se estimó en 86.428,02 BsF para el tanque de almacenamiento y en 47.965,40 BsF para el eductor de dosificación. De igual manera, el costo total de inversión de estos equipos se estimó en 241.908,16 BsF, incluyendo los costos indirectos. Así mismo, el costo de operación se estimó en 4.017,41 BsF por cada regeneración de un intercambiador catiónico, solo considerando el consumo de ácido clorhídrico al 30 % y el agua requerida para la dilución. Finalmente, las pérdidas económicas asociadas a un eventual paro de la producción por indisponibilidad de  $H_2SO_4$  se estimaron en 15.124.175 BsF, por lo que se justifica la inversión en el sistema alternativo propuesto para la regeneración con HCl.

## CONTENIDO

ARTÍCULO 41 .....	iv
DEDICATORIA .....	v
RESUMEN.....	vi
CONTENIDO .....	viii
LISTA DE TABLAS .....	xiii
LISTA DE FIGURAS .....	xv
CAPITULO I.....	1
INTRODUCCIÓN .....	1
1.1 Breve descripción del proceso de producción de agua desmineralizada .....	1
1.1.1 Unidad de tratamiento de agua desmineralizada y condensado 31-L-701... 1	1
1.2 Planteamiento del problema.....	2
1.3 Objetivos .....	4
1.3.1 Objetivo General .....	4
1.3.2 Objetivos Específicos.....	5
CAPITULO II .....	6
MARCO TEÓRICO.....	6
2.1 Antecedentes .....	6
2.2 Adsorción .....	7
2.2.1 Equilibrios: Isotermas de adsorción.....	8
2.2.2 Modelos de concentración en lechos fijos .....	10
2.2.3 Curvas de ruptura .....	11
2.2.4 Cambio de escala.....	12
2.2.5 Longitud de lecho no utilizado.....	13
2.3 Adsorbentes.....	14
2.4 Intercambio iónico .....	14
2.4.1 Principios del intercambio iónico .....	15
2.4.2 Rapidez del intercambio iónico.....	16



2.4.3 Reacciones químicas del intercambio iónico .....	17
2.4.3.1 Resinas catiónicas de ácido fuerte .....	17
2.4.3.2 Intercambiador catiónico de ácidos débiles .....	20
2.4.4 Parámetros característicos de los intercambiadores iónicos .....	20
2.4.4.1 Capacidad de intercambio .....	20
2.4.4.2 Capacidad específica teórica .....	21
2.4.5 Ciclo de regeneración.....	21
2.4.5.1 Lavado a contracorriente.....	21
2.4.5.2 Inyección de productos químicos.....	21
2.4.5.3 Regeneración de resinas de intercambio catiónico .....	22
2.4.5.4 Enjuague por desplazamiento .....	22
2.4.5.5 Enjuague rápido .....	23
2.5 Desmineralización del agua .....	23
2.5.1 Descripción del proceso de producción de agua desmineralizada de FertiNitro.....	24
2.5.2 Características del agua desmineralizada de FertiNitro .....	27
2.5.4.1 Retrolavado de la capa superior del lecho.....	29
2.5.4.2 Transferencia de masa inerte.....	30
2.5.4.3 Inyección de regenerante.....	30
2.5.3.4 Desplazamiento de ácido.....	31
2.5.4.5 Enjuague rápido .....	31
2.5.4.6 Pre-servicio .....	32
2.6 Estudio de elución.....	32
2.7 Análisis de curvas de estudio de elución.....	33
2.7.1 Ejemplo 1: La altura de la curva indica la concentración de regenerante..	33
2.7.2 Ejemplo 2: El ancho de la curva indica el tiempo de inyección de regenerante pero también puede ser afectado por la rata de flujo de enjuagado.	34
2.7.3 Ejemplo 3: La inclinación hacia arriba de la curva indica la rata de flujo y/o la concentración de la solución regenerante. ....	34

2.7.4 Ejemplo 4: La inclinación hacia abajo indica el flujo y tiempo del enjuagado de desplazamiento.....	35
2.8 Factibilidad técnica .....	35
2.9 Factibilidad económica .....	36
2.9.1 Costo .....	36
2.9.1.1 Costos directos de producción .....	36
2.9.1.2 Costos fijos.....	37
2.9.1.2 Costos indirectos .....	37
2.9.2 Inversión de capital .....	37
2.9.2.1 Inversión de activos fijos tangibles.....	37
2.9.2.2 Inversión de activos fijos intangibles.....	38
2.9.2.3 Inversión de capital de trabajo .....	38
2.9.3 Tipos de estimaciones de costo de inversión .....	38
2.9.4 Uso de índice de costo de estimación .....	41
2.9.5 Estimación de costos .....	43
2.9.6 Estimación de costo directo de campo.....	45
2.9.7 Rentabilidad .....	46
CAPITULO III.....	48
MARCO METODOLÓGICO.....	48
3.1 Comparación de las condiciones operacionales del intercambiador catiónico con las condiciones de diseño.....	48
3.1.1 Recopilación de los datos de diseño y de operación real del intercambiador catiónico.....	48
3.1.2 Estudio de elución.....	49
3.2 Determinación experimental de la eficiencia de regeneración de la resina catiónica utilizando HCl y H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	50
3.2.1 Regeneración de la resina con HCl .....	51
3.2.2 Enjuagado lento luego de la regeneración con HCl.....	52
3.2.3 Enjuagado rápido luego de la regeneración con HCl.....	54

3.2.4 Estimación del flujo de servicio.....	55
3.2.5 Producción de agua descationizada luego de la regeneración con HCl.....	55
3.2.6 Retrolavado de la resina.....	56
3.2.7 Regeneración de la resina con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	57
3.2.8 Enjuagado lento luego de la regeneración con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	58
3.2.9 Enjuagado rápido luego de la regeneración con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	58
3.2.10 Producción de agua descationizada luego de la regeneración con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 58	
3.3 Diagrama de flujo de proceso propuesto para el sistema alternativo de regeneración con HCl.....	59
3.4 Evaluación económica del sistema de regeneración con HCl y H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> como regenerantes de la resina catiónica.....	60
3.4.1 Estimación de costo total de inversión.....	60
3.4.1 Estimación de costos de operación .....	61
3.4.2 Evaluación de la factibilidad económica.....	62
CAPITULO IV.....	63
ANÁLISIS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	63
4.1 Comparación de las condiciones del intercambiador catiónico con las con las condiciones de diseño .....	63
4.2 Determinación experimental de la eficiencia de regeneración de la resina catiónica utilizando HCl y H <sub>2</sub> SC <sub>4</sub> .....	68
4.2.1 Regeneración de la resina con HCl .....	68
4.2.2 Enjuagado lento luego de la regeneración con HCl.....	70
4.2.3 Enjuagado rápido luego de la regeneración con HCl.....	71
4.2.4 Producción de agua descationizada luego de la regeneración con HCl.....	71
4.2.5 Retrolavado de la resina.....	74
4.2.6 Regeneración de la resina con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	75
4.2.7 Enjuagado lento luego de la regeneración con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	77
4.2.8 Enjuagado rápido luego de la regeneración con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	77
4.2.9 Producción de agua descationizada luego de la regeneración con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> . 78	

4.3 Propuesta del diagrama de flujo de proceso para el sistema alternativo de regeneración con HCl.....	81
4.3.1 Flujos requeridos para la regeneración de la resina catiónica del sistema real.....	82
4.3.2 Flujos requeridos para las etapas de enjuagado de la resina catiónica del sistema real.....	84
4.4 Evaluación económica del sistema alternativo de regeneración con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> y HCl como regenerantes de la resina catiónica .....	85
4.4.1 Estimación de costos directos de inversión.....	85
4.4.2 Estimación de costo total de inversión.....	87
4.4.3 Estimación de costos de operación .....	87
4.4.4 Evaluación de la factibilidad económica.....	88
4.5 Conclusiones .....	90
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>93</b>
<b>METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO .....</b>	<b>96</b>

## LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1 Composición del agua desmineralizada.....	27
Tabla 2.2 Capacidad neta del agua desionizada. Etapas aniónica/catiónica.....	27
Tabla 2.3 Valores de los índices seleccionados de 1975 a 1995, para CE, ENR y M & S .....	42
Tabla 2.4 Valores del índice M & S de 2001 a 1 <sup>er</sup> trimestre de 2009 [22].....	43
Tabla 2.5 Muestra de valores exponenciales para ecuaciones de costo-capacidad ...	44
Tabla 3.1. Datos de diseño del intercambiador catiónico 31-V-001A.....	48
Tabla 3.1. Datos de diseño del intercambiador catiónico 31-V-001A (continuación). .....	49
Tabla 4.1 Datos operacionales de diseño y reales correspondientes al intercambiador .....	63
Tabla 4.1 Datos operacionales de diseño y reales correspondientes al intercambiador catiónico 31-V-001A (continuación). .....	64
Tabla 4.2. Concentración de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> en la entrada y salida del intercambiador catiónico.....	66
Tabla 4.3 Acidez mineral libre (AML) en la salida de la resina catiónica. Regeneración con HCl al 8,6% v/v .....	69
Tabla 4.4 Acidez mineral libre (AML) durante la etapa de enjuagado lento luego de la regeneración con HCl.....	70
Tabla 4.5 Acidez mineral libre durante la etapa de enjuagado rápido.....	71
Tabla 4.6 Contenido de sodio en la salida del lecho catiónico, durante la producción de agua descationizada.....	72
Tabla 4.7. Turbidez en el agua de retrolavado en la salida del intercambiador catiónico del sistema piloto. Tiempo de captación de cada muestra .....	74
Tabla 4.8 Acidez mineral libre para la solución de salida de la resina catiónica durante la.....	75
regeneración con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> a tres concentraciones diferentes.....	75

Tabla 4.9 AML durante la etapa de enjuagado lento luego de la regeneración con $H_2SO_4$ .....	77
Tabla 4.10 AML durante la etapa de enjuagado rápido luego de la regeneración con $H_2SO_4$ .....	78
Tabla 4.11 Contenido de sodio en la salida del lecho catiónico, durante la producción de agua descationizada.....	78
Tabla 4.12 Condiciones de diseño para la inyección de HCl como solución regenerante del sistema real .....	83
Tabla 4.13 Comparación entre las condiciones de diseño para la regeneración del sistema real con HCl y $H_2SO_4$ .....	83
Tabla 4.14 Condiciones de diseño para el enjuagado del sistema real después de la regeneración con HCl y $H_2SO_4$ .....	84
Tabla 4.15 Costos estimados del tanque de almacenamiento y eductor para HCl al 30% .....	86
Tabla 4.16 Costos operativos asociados al sistema de regeneración con HCl por regeneración .....	87

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Isotermas de adsorción. ....	9
Figura 2.2 Perfiles de concentración (a), y curva de ruptura (b), para adsorción en un lecho fijo. ....	10
Figura 2.3 Curvas de ruptura para: (a) una estrecha; (b) una amplia zona de transferencia de materia. ....	12
Figura 2.4 Diagrama de flujo de la unidad de agua desmineralizada (31-L701).....	26
Figura 2.5 Curva ideal de elución.....	33
Figura 2.6 Curvas de estudio de elución. Ejemplo 1.....	33
Figura 2.7 Curvas de estudio de elución. Ejemplo 2.....	34
Figura 2.8 Curvas de estudio de elución. Ejemplo 3.....	35
Figura 2.9 Curvas de estudio de elución. Ejemplo 4.....	35
Figura 4.1. Concentración de $H_2SO_4$ en la entrada del lecho catiónico 31-V-001-A. 67	
Figura 4.2. Grafico de la curva de elución. Salida del lecho catiónico 31-V-001-A.. 68	
Figura 4.3 Concentración de $Na^+$ en el efluente durante la producción de agua descationizada, en función del tiempo .....	73
Figura 4.4. Concentración de $Na^+$ en el efluente durante la producción de agua descationizada, en función del tiempo. Regeneración con $H_2SO_4$ .....	80
Figura 4.5 Diagrama de flujo de la unidad de agua desmineralizada con el sistema propuesto.....	81

## **CAPITULO I**

### **INTRODUCCIÓN**

#### **1.1 Breve descripción del proceso de producción de agua desmineralizada**

El proceso de desmineralización del agua consta de dos líneas, cada una de las cuales comprende lechos catiónicos, con un descarbonatador común, lechos aniónicos y dos líneas de lechos mixtos.

La mayor parte del agua recibida alimenta al sistema de agua de enfriamiento. Una parte se distribuye como agua de servicio; el agua restante alimenta al sistema de tratamiento de agua desmineralizada y condensado 31-L-701, en la etapa catiónica/aniónica.

La etapa catiónica/aniónica también se alimenta con el condensado del proceso proveniente de las unidades de amoníaco y urea.

Cada una de las corrientes de condensado del proceso se puede enviar directamente al tanque de almacenamiento de agua deionizada. El total de los condensados de proceso es desviado automáticamente de la etapa aniónica/catiónica, cuando existen problemas en la sección de desmineralización.

##### **1.1.1 Unidad de tratamiento de agua desmineralizada y condensado 31-L-701**

El agua clarificada se mezcla con metabisulfito de sodio, con la finalidad de reducir el contenido de cloro.

El agua después se mezcla con los condensados de proceso y alimenta al intercambiador de cationes 31-V-001 A/B, donde los cationes se sustituyen por iones de  $H^+$ . Desde la salida de los dos intercambiadores de cationes, el agua se envía a una columna descarbonatadora común, donde el contenido de  $CO_2$  se reduce hasta un valor de equilibrio entre 5 y 10 ppm, debido a un despojamiento con aire.



De allí en adelante el agua se bombea por medio de las bombas 31-P-001 A/B/C a los intercambiadores de aniones 31-V-002 A/B, donde los aniones se sustituyen por iones de  $\text{OH}^-$ .

El agua deionizada de la etapa aniónica/catiónica se envía al tanque de almacenamiento del agua deionizada 31-T-701, el cual sirve de reserva para la alimentación de la etapa de pulido y para la regeneración de resinas.

También se alimenta al tanque de agua deionizada con condensado de vapor recibido de la unidad de Urea 11 y de la unidad de Urea 21.

El agua deionizada es succionada mediante las bombas 31-P-701A/B. El agua suministrada por las bombas de agua deionizada alimenta los lechos mixtos.

Se proveen filtros mixtos para la depuración final del agua desmineralizada, que debe ser la adecuada para producir agua de alimentación de caldera de alta calidad. También se proveen dos trenes de lechos mixtos, que funcionan ambos en paralelo.

El agua desmineralizada proveniente de los lechos mixtos es enviada al tanque de almacenamiento de agua desmineralizada 31-T-702.

El tanque 31-T-702 recibe también el condensado de las turbinas de vapor desde las unidades de amoníaco.

El agua desmineralizada se distribuye a varios usuarios tales como:

- Unidad de Amoníaco 12
- Unidad de Amoníaco 22
- Caldera auxiliar A (paquete 32-L-601)
- Caldera auxiliar B (paquete 32-L-602)
- Para enfriar algunas bombas y turbinas, que deben mantenerse en operación durante un fallo total de energía.

## **1.2 Planteamiento del problema**

Fertilizantes Nitrogenados de Venezuela, (FertiNitro C.E.C.) se constituyó como empresa mixta petroquímica el 27 de marzo de 1.998 en el Complejo José Antonio Anzoátegui del Estado Anzoátegui y tiene por objeto la producción y venta de

fertilizantes mediante la operación y mantenimiento de dos plantas de amoníaco con capacidad de producción máxima de 1.800 TMD cada una y dos plantas de urea con capacidad de producción máxima de 2.200 TMD cada una. La participación accionaria de esta empresa está conformada por Pequiven con 34,99%; Koch con 34,99%; Snamprogetti con 19,99% y Fertilizantes Nitrogenados de Oriente con 0,001%.**[1]**

Para llevar a cabo los procesos de producción de amoníaco y urea, FertiNitro cuenta con una unidad de servicios industriales la cual provee, entre otros, el vapor de agua requerido en la reformación del gas natural; como fluido motriz en las turbinas y como fluido de intercambio de calor en distintas etapas del proceso. Este vapor es generado en las calderas de media y alta presión que son alimentadas con agua desmineralizada.

El agua desmineralizada se obtiene por intercambio iónico del agua cruda, proveniente de la empresa Aguas Industriales Jose. Esta es tratada en el sistema de tratamiento de agua desmineralizada (31-L-701). Este sistema también se alimenta con el condensado, proveniente de las unidades de amoníaco y urea producido en diferentes etapas del proceso.

El ciclo completo de intercambio consta de cinco etapas, siendo la primera la fase de servicio o producción. La siguiente etapa es la de expansión del lecho lo que permite la remoción de partículas y restos de resinas que puedan haber llegado a la superficie. Seguidamente, se tiene la etapa de regeneración de la resina mediante el paso lento de un regenerante diluido a través del lecho; actualmente, la etapa de regeneración de la resina catiónica usa ácido sulfúrico en una concentración comercial del 98 % mientras que la resina aniónica usa hidróxido de sodio como regenerante. Las siguientes dos etapas consisten en un enjuague lento y otro rápido para eliminar el exceso de regenerante hasta que la calidad del agua resulte adecuada para el proceso de producción.

El suministro de ácido sulfúrico en el país, en varias oportunidades, se ha visto afectado debido a la gran demanda que presenta este producto a nivel industrial y al

hecho de que existe en Venezuela sólo una planta productora del mismo. Por estas razones en la planta de fertilizantes FertiNitro, en algunas ocasiones, se han alcanzado bajos inventarios de ácido sulfúrico, arriesgando la continuidad operacional de las plantas por el déficit de agua desmineralizada, al no llevarse a cabo adecuadamente la etapa de regeneración catiónica.

Por lo antes expuesto, surge la necesidad de evaluar la factibilidad técnica y económica de la instalación de un sistema que permita, en caso de indisponibilidad de ácido sulfúrico, realizar la regeneración de la resina catiónica utilizando un ácido alternativo, como lo es el ácido clorhídrico. Para ello, inicialmente se recopilará información técnica para comparar las condiciones operacionales del intercambiador catiónico con las condiciones del diseño, a fin de establecer las bases bajo las cuales se fundamentará dicho sistema alternativo de regeneración. Así mismo, se realizarán pruebas de laboratorio con cada uno de los ácidos, para determinar la eficiencia de regeneración de la resina catiónica, lo que permitirá determinar los ciclos de regeneración, así como las concentraciones de cada ciclo. Finalmente, estas pruebas permitirán establecer las modificaciones mecánicas y operacionales requeridas para la regeneración de la resina catiónica con ácido clorhídrico a partir de las cuales se hará el estudio económico correspondiente.

La importancia de este estudio radica en que servirá como base para el desarrollo del proyecto y posterior instalación de un sistema alternativo de regeneración de la resina catiónica, el cual brindará mayor flexibilidad operacional para la producción de agua desmineralizada, minimizando así el riesgo de paradas de planta por déficit de este insumo.

### **1.3 Objetivos**

#### **1.3.1 Objetivo General**

Estudiar la factibilidad técnica y económica de la implementación de un sistema alternativo de regeneración usando  $H_2SO_4$  y  $HCl$  como regenerantes de la resina catiónica de ácido fuerte en el paquete desmineralizador de una planta de fertilizantes.

### **1.3.2 Objetivos Específicos**

1.3.2.1 Comparar las condiciones operacionales del intercambiador catiónico con las condiciones de diseño.

1.3.2.2 Determinar experimentalmente la eficiencia de regeneración de la resina catiónica utilizando  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y  $\text{HCl}$ .

1.3.2.3 Presentar un diagrama de flujo de proceso propuesto para el sistema alternativo de regeneración con  $\text{HCl}$ .

1.3.2.4 Realizar la evaluación económica del sistema alternativo de regeneración con  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y  $\text{HCl}$  como regenerantes de la resina catiónica.

## CAPITULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 Antecedentes

En 2004 Omaña [2] realizó la evaluación del suavizador y sistema de enfriamiento de una planta de vidrios laminados de seguridad, inicialmente determinó la capacidad total de intercambio de la resina catiónica y estudió el procedimiento de regeneración del intercambiador catiónico. Diversos trabajos de investigación se han realizado con estudios similares de evaluación del funcionamiento de suavizadores y sistemas de enfriamiento.

Como referencia de la revisión bibliográfica se citan los siguientes trabajos de grado dentro de la Universidad de Oriente:

En el año 2003 Nemetz C. [3], realizó un estudio de la operación del sistema de intercambio aniónico fuerte para agua de proceso de una planta cervecera.

En el año 2001 Salazar J. [4], realizó un estudio de la capacidad de operación del sistema de producción de agua suave y de proceso de una cervecería.

Estos trabajos representan una referencia del procedimiento para realizar la comparación entre las condiciones operacionales y de diseño del sistema de producción de agua desmineralizada de la empresa FertiNitro, así como también para la determinación de la eficiencia de regeneración de la resina catiónica

En 2005 Contreras [5] elaboró un informe sobre el sistema de agua desmineralizada y generación de vapor de FertiNitro, en el cual menciona que en años anteriores ha sido necesario intervenir los equipos de intercambio iónico para realizar arreglos mecánicos en sus cabezales de distribución de regenerantes ya que éstos se han encontrado doblados y en algunos casos, desprendidos de los soportes. Esta situación ha ocasionado pérdida de resina y en algunos casos obstrucción del flujo de agua, debido a estos daños en los internos. Adicionalmente, Contreras menciona que los sistemas han venido perdiendo su nivel de desempeño y por tanto su confiabilidad, ya que la producción de agua ha disminuido a situaciones tan críticas que el tiempo de recuperación de nivel de agua en los tanques de alimentación a calderas ha sido demasiado ajustado. Los trenes catión-anión están diseñados

para una producción de 2.200 toneladas de agua y se están saturando en 1.200 toneladas. Los mixtos que están diseñados para 40.000 toneladas, no están superando las 15.000 toneladas.

Como parte de las acciones tomadas para mantener el desempeño de las unidades, cada 4 meses se realizan estudios donde se determina el comportamiento de la resina en términos de saturación en función del tiempo (curvas de elución), cuyos resultados han arrojado que, desde el punto de vista químico se está cumpliendo con los balances y las variables operacionales de diseño.

Sin embargo, en el 2004, solo a 4 años de operación, fue necesario realizar el cambio de resina de los trenes primarios. Del análisis realizado a la resina, se encontró, principalmente, un alto nivel de fracturación, acompañado de pérdida de capacidad de intercambio y ensuciamiento.

## **2.2 Adsorción**

La adsorción es un proceso de separación en la que ciertos componentes de una fase fluida se transfieren hacia la superficie de un sólido adsorbente. Generalmente las pequeñas partículas de adsorbente se mantienen en un lecho fijo mientras que el fluido pasa continuamente a través del lecho hasta que el sólido está prácticamente saturado y no es posible alcanzar ya la separación deseada.

Las operaciones de adsorción explotan la capacidad especial de ciertos sólidos para hacer que sustancias específicas de una solución se concentren en la superficie de la misma. De esta forma, pueden separarse unos de otros los componentes de soluciones gaseosas o líquidas.

Las separaciones típicas de líquidos incluyen la eliminación de humedad disuelta en gasolina, decoloración de productos de petróleo y soluciones acuosas de azúcar, eliminación de sabor y olor desagradables del agua y el fraccionamiento de mezclas de hidrocarburos aromáticos y parafínicos.

Otra operación sólido-líquido de gran importancia es el intercambio iónico, el intercambio reversible de iones entre ciertos sólidos y una solución de electrolitos, que permite la separación y fraccionamiento de solutos electrolíticos. Por supuesto, su naturaleza es química, pero abarca no sólo la interacción de los iones con el sólido sino también la difusión de los iones dentro de la fase sólida.

Todas estas operaciones son similares en que la mezcla por separar se pone en contacto con otra fase insoluble, el sólido adsorbente, y en que la distinta distribución de los componentes originales entre la fase adsorbida en la superficie sólida y el fluido permite que se lleve a cabo una separación.

Se debe distinguir entre dos tipos de fenómenos de adsorción: físicos y químicos.

La adsorción física, o adsorción de “van der Waals”, fenómeno fácilmente reversible, es el resultado de las fuerzas intermoleculares de atracción entre las moléculas del sólido y la sustancia adsorbida.

Quimisorción, o adsorción activada, es el resultado de la interacción química entre el sólido y la sustancia adsorbida. La fuerza de la unión química puede variar considerablemente y puede suceder que no se formen compuestos químicos en el sentido usual; empero, la fuerza de adhesión es generalmente mucho mayor que la observada en la adsorción física.

La mayoría de los datos experimentales con respecto a la adsorción representan mediciones de equilibrio. Muchos se obtuvieron en un esfuerzo por corroborar una u otra teoría de las muchas presentadas para tratar de explicar el fenómeno de la adsorción. No se ha elaborado aún una teoría que explique satisfactoriamente cuando menos la mayoría de las observaciones. [17]

### **2.2.1 Equilibrios: Isotermas de adsorción**

La isoterma de adsorción es la relación de equilibrio entre la concentración en la fase fluida y la concentración en las partículas de adsorbente a una temperatura determinada. Para el caso de gases, la concentración viene generalmente dada como fracción molar o como presión parcial. Para líquidos, la concentración se expresa habitualmente en unidades de masa, tales como partes por millón. La concentración de adsorbato sobre el sólido viene dada como masa adsorbida por unidad de masa de adsorbente original.

**Tipos de isotermas:** En la figura 2.1 se presentan algunas formas típicas de isotermas. La isoterma lineal pasa por el origen de coordenadas y la cantidad adsorbida es proporcional a la concentración en el fluido. Las isotermas que son convexas hacia arriba se denominan favorables, debido a que puede obtenerse una carga relativamente elevada del sólido para una

baja concentración en el fluido. La isoterma de Langmuir,  $W = bc/(1 + Kc)$ , donde  $W$  es la carga de adsorbato,  $c$  es la concentración en el fluido y  $b$  y  $K$  son constantes, es del tipo favorable; cuando  $Kc > 1$ , la isoterma es altamente favorable, mientras que cuando  $Kc < 1$  la isoterma es prácticamente lineal. Desafortunadamente, la isoterma de Langmuir, que tiene una base teórica sencilla, no permite ajustar bien un elevado número de sistemas de adsorción física. La ecuación empírica de Freundlich,  $W = bc^m$ , donde  $m < 1$ , conduce generalmente a un mejor ajuste, especialmente para la adsorción a partir de líquidos.

El caso límite de una isoterma muy favorable es la adsorción irreversible, donde la cantidad adsorbida es independiente de la disminución de concentración hasta valores muy bajos. Todos los sistemas presentan una disminución de la cantidad adsorbida al aumentar la temperatura y, por supuesto, el adsorbato puede desorberse aumentando la temperatura, aun para los casos titulados «irreversibles». Sin embargo, la desorción requiere una temperatura mucho más elevada cuando la adsorción es muy favorable o irreversible que cuando las isotermas responden a un modelo lineal.

Una isoterma que es cóncava hacia arriba recibe el nombre de desfavorable debido a que se obtienen cargas del sólido relativamente bajas y a que conducen a largas zonas de transferencia de materia en el lecho. Las isotermas de esta forma son raras pero resultan interesantes para ayudar a comprender el proceso de regeneración. Si la isoterma de adsorción es favorable, la transferencia de materia desde el sólido hacia la fase fluida tiene características similares a las de la adsorción con una isoterma desfavorable.

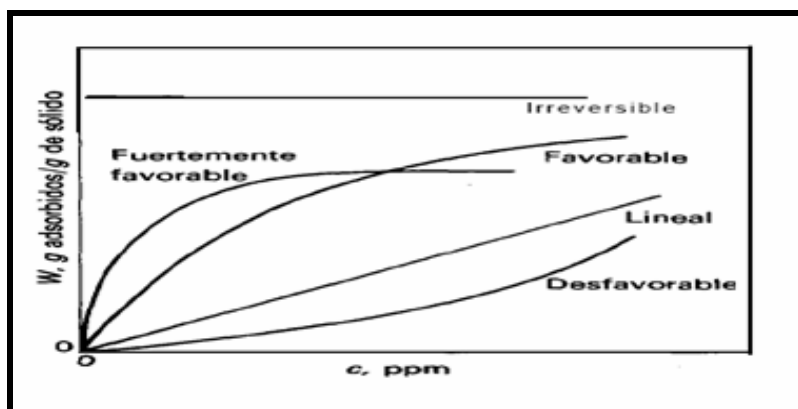


Figura 2.1 Isotermas de adsorción.



### 2.2.2 Modelos de concentración en lechos fijos

En la adsorción en lecho fijo las concentraciones en la fase fluida y en la fase sólida varían con el tiempo y la posición en el lecho. Al principio la mayor parte de la transferencia de materia tiene lugar cerca de la entrada del lecho, donde el fluido se pone en contacto con adsorbente fresco. Si al comienzo el sólido no contiene adsorbato, la concentración en el fluido disminuye exponencialmente con la distancia hasta prácticamente cero antes de alcanzar el extremo final del lecho. Este perfil de concentración se representa por la curva  $t_1$  de la figura 2.2a, donde  $c/c_0$  es la relación de concentraciones correspondiente al fluido y a la alimentación. Después de pocos minutos el sólido próximo a la entrada se encuentra prácticamente saturado, y la mayor parte de la transferencia de materia tiene lugar lejos de la entrada. El gradiente de concentración adquiere la forma de S, tal como se muestra en la curva  $t_2$ . La región donde ocurre la mayor parte del cambio de concentración es la llamada zona de transferencia de materia, y sus límites frecuentemente se toman como  $c/c_0 = 0,95$  a  $0,05$ .

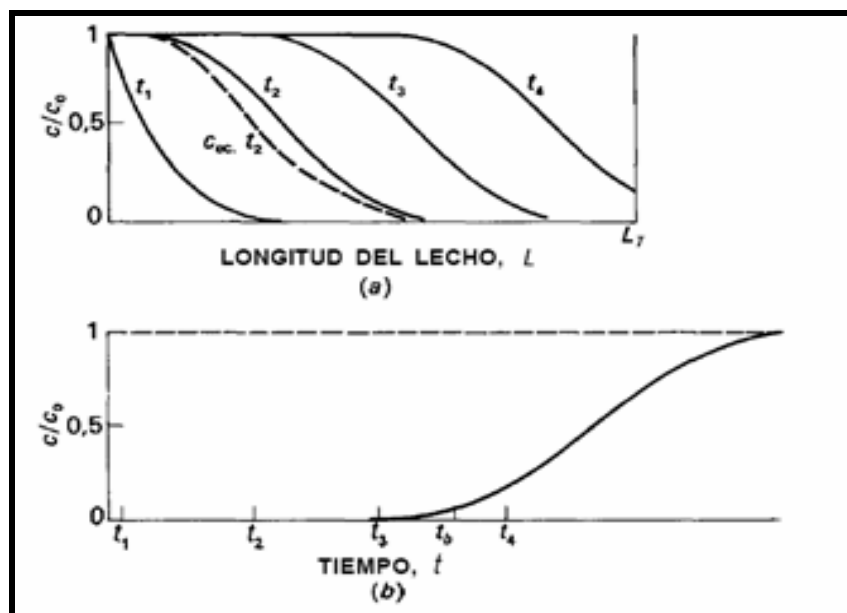


Figura 2.2 Perfiles de concentración (a), y curva de ruptura (b), para adsorción en un lecho fijo.

Con el tiempo la zona de transferencia de materia se mueve hacia la parte inferior del lecho, tal como muestran los perfiles  $t_3$ , y  $t_4$ . Perfiles similares podrían trazarse para la concentración media de adsorbato sobre el sólido, encontrándose sólido prácticamente saturado a la entrada, una gran variación en la región de transferencia de materia, y concentración cero al final del lecho. En lugar de representar la concentración real sobre el sólido, la línea de trazo discontinuo para el tiempo  $t_2$  representa la concentración en la fase fluida en equilibrio con el sólido. Esta concentración tiene que ser siempre menor que la concentración real en el fluido,

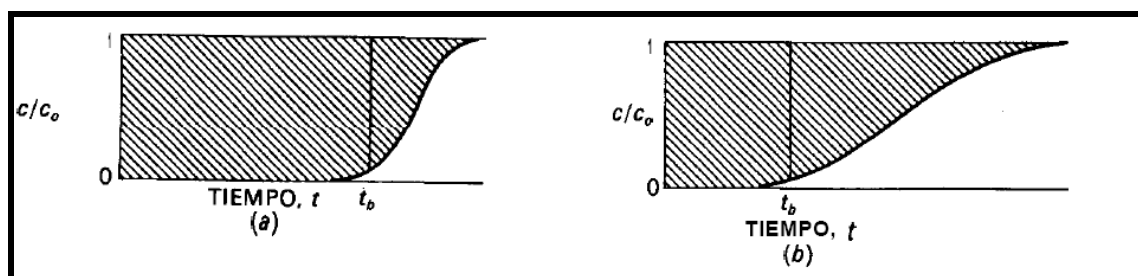
y la diferencia de concentraciones, o fuerza impulsora, es considerable cuando el perfil de concentración es brusco y la transferencia de materia es rápida.

### 2.2.3 Curvas de ruptura

Pocos lechos fijos tienen sensores internos que permiten la determinación de perfiles como los representados en la figura 2.2a. Sin embargo, estos perfiles se pueden predecir y utilizar para calcular la curva de concentración frente al tiempo para el fluido que abandona el lecho. La curva que se muestra en la figura 2.2b recibe el nombre de curva de ruptura. Para los tiempos  $t_1$  y  $t_2$  la concentración a la salida es prácticamente cero, tal como se aprecia también en la figura 2.2a. Cuando la concentración alcanza el valor límite permisible, o punto de ruptura, se interrumpe el flujo o bien se conduce a otro lecho de adsorbente fresco. Con frecuencia el punto de ruptura se toma como una concentración relativa de 0,05 o 0,10 y, puesto que solamente la última porción de fluido tratado posee la concentración más elevada, la fracción media de soluto separado desde el comienzo hasta el punto de ruptura es con frecuencia 0,99 o superior.

Si la adsorción se continuase más allá del punto de ruptura, la concentración aumentaría rápidamente hasta aproximadamente 0,5 y después se acercaría más lentamente hasta 1,0, tal como se observa en la figura 2.2b. Esta curva en forma de S es similar a la de los perfiles de concentración interna. Mediante un balance de materia se puede demostrar que el área limitada por la curva y la ordenada para  $c/c_0 = 1,0$  es proporcional a la cantidad total de soluto adsorbido si todo el lecho alcanza el equilibrio con la alimentación. El área hasta el tiempo  $t_b$

del punto de ruptura representa la cantidad real adsorbida. Si la zona de transferencia de materia es estrecha con relación a la longitud del lecho, la curva de ruptura será más brusca, como en la figura 2.3a, y se utilizará la mayor parte de la capacidad del sólido hasta el punto de ruptura. Cuando la zona de transferencia de materia coincide con la altura del lecho, la curva de ruptura está muy extendida, como en la figura 2.3b, y se utiliza menos de la mitad de la capacidad del lecho. Es deseable una estrecha zona de transferencia de materia para una utilización eficaz del adsorbente y para reducir los costes de energía en la regeneración. En el caso ideal de existir resistencia a la transferencia de materia y dispersión axial, la zona de transferencia de materia sería infinitamente estrecha y la curva de ruptura sería una línea vertical desde 0 hasta 1,0 cuando todo el sólido está saturado.



**Figura 2.3 Curvas de ruptura para: (a) una estrecha; (b) una amplia zona de transferencia de materia.**

#### 2.2.4 Cambio de escala

El ancho de la zona de transferencia de materia depende de la velocidad de transferencia de materia, de la velocidad de flujo y de la forma de la curva de equilibrio. Se han publicado métodos para predecir los perfiles de concentración y la anchura de la zona, pero generalmente se requieren cálculos laboriosos y los resultados pueden ser inexactos debido a incertidumbres en las correlaciones de transferencia de materia. El cambio de escala de adsorbentes se realiza en general a partir de ensayos de laboratorio en un lecho de pequeño diámetro operando con el mismo tamaño de partícula y velocidad superficial. Sin embargo, la longitud del lecho no tiene por qué ser la misma, tal como se considera en el siguiente apartado.

### 2.2.5 Longitud de lecho no utilizado

Para sistemas con una isoterma favorable, el perfil de concentración en la zona de transferencia de materia adquiere pronto una forma característica y una anchura que no varía al desplazarse a través del lecho. Por tanto, los ensayos con diferentes longitudes de lecho dan curvas de ruptura de la misma forma, pero en lechos de gran longitud la zona de transferencia de materia representa una fracción menor, de manera que se utiliza una mayor fracción del lecho. En el punto de ruptura el sólido comprendido entre la entrada del lecho y el comienzo de la zona de transferencia de materia está completamente saturado (en equilibrio con la alimentación). En la zona de transferencia de materia el sólido pasa de estar prácticamente saturado a casi no contener adsorbato, y de una forma aproximada puede suponerse que está a media saturación. Esto es equivalente a tener la mitad del sólido en la zona de transferencia de materia totalmente saturado y la otra mitad sin utilizar. El fundamento del cambio de escala reside en que la cantidad de sólido no utilizado, o longitud de lecho no utilizado, no varía con la longitud total del lecho.

El cálculo de la longitud de lecho no utilizado a partir de la curva de ruptura se realiza por integración. La capacidad del sólido se obtiene por integración de una curva de ruptura completa o bien a partir de ensayos de equilibrio. La relación entre éstas dos cantidades representa la fracción de la capacidad de lecho utilizado, y 1,0 menos esta relación, la fracción no utilizada. Dicha fracción se convierte en una longitud equivalente de lecho (o en una masa equivalente de lecho), que se supone constante. A modo de ejemplo, si un lecho de 20 cm de espesor conduce a un 60 por 100 de utilización en el punto de ruptura, la longitud de lecho no utilizado es 8 cm. Si la longitud del lecho aumenta hasta 40 cm, la parte no utilizada es 8/40, o sea 20 por 100. Por consiguiente, el tiempo del punto de ruptura se multiplica por un factor  $40/20 \times 0,8/0,6 = 2,67$ , debido a la mayor longitud de lecho y a la mayor fracción utilizada. [18]

### 2.3 Adsorbentes

La mayor parte de los adsorbentes son materiales altamente porosos y la adsorción tiene lugar fundamentalmente en el interior de las partículas sobre las paredes de los poros en puntos específicos. Puesto que los poros son generalmente muy pequeños, el área de la superficie interna es varios órdenes de magnitud superior al área externa y puede alcanzar valores tan elevados como  $2.000 \text{ m}^2/\text{g}$ . La separación se produce debido a que las diferencias de peso molecular o de polaridad dan lugar a que algunas moléculas se adhieren más fuertemente a la superficie que otras. En muchos casos el componente que se adsorbe (adsorbato) se fija tan fuertemente que permite una separación completa de dicho componente desde un fluido sin apenas adsorción de otros componentes. El adsorbente puede regenerarse con el fin de obtener el adsorbato en forma concentrada o prácticamente pura. [6]

### 2.4 Intercambio iónico

En este proceso se utiliza una fase sólida que contiene grupos de enlace, que transportan una carga iónica (ya sea + o -) junto con iones desplazados con carga opuesta (“contraiones”). La mayor parte de los intercambiadores de iones a gran escala se basan en resinas sintéticas, ya sea preformadas y posteriormente sometidas a una reacción química, como el poliestireno, o formadas a partir de monómeros activos (ácidos olefínicos, aminas o fenoles). Los intercambiadores son permeables exclusivamente en dimensiones moleculares, a menos que las partículas tengan una red interconstruida de canales “macroporosos”. Las difusividades de los iones en la fase de la resina son numéricamente similares a las de los disolventes de viscosidad moderada y disminuyen con rapidez, al incrementarse la valencia o el diámetro.

Las resinas para intercambios catiónicos contienen, por lo general, grupos de enlace de ácido sulfónico; en un grado menor, estos grupos pueden ser de tipo carboxílico, fosfónico, fosfínico, entre otros. Las resinas aniónicas comprenden grupos de amonio cuaternarios (fuertemente básicos) u otros grupos amino (débilmente básicos).

El intercambio iónico entre electrólitos fuertes se desarrolla usualmente hasta que se ha agotado casi por completo la capacidad estequiométrica del intercambiador; en consecuencia,

la capacidad total del adsorbente es prácticamente constante, sea cual fuere la composición de la solución tratada. Se presenta una excepción aparente cuando se trata de un ácido o una base débiles, ya sea en la resina o en la solución (o en ambas), en que la capacidad aparente de la resina puede ser mucho menor que su valor estequiométrico. [7]

La distribución en el equilibrio de un ión entre un sólido intercambiador y una solución puede describirse gráficamente trazando isothermas en forma similar a la que se utilizó en la adsorción ordinaria. Algunas veces se han aplicado diferentes ecuaciones empíricas a estas isothermas, como la ecuación de Freundlich. [17]

El proceso de intercambio iónico no elimina los iones del agua; simplemente, reemplaza los iones indeseables del agua de proceso por iones más convenientes. El medio de intercambio es una resina sintética y el proceso de intercambio es reversible. Cuando la resina de intercambio se satura con los iones indeseables, se regenera mediante lavado con una solución concentrada de los iones deseados. El regenerador concentrado elimina los iones indeseables de la resina y los reemplaza por los iones deseados.

#### **2.4.1 Principios del intercambio iónico**

Los sólidos intercambiadores de iones que se utilizaron inicialmente fueron minerales porosos, naturales o sintéticos, que contenían sílica: las zeolitas, como por ejemplo el mineral  $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 4\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ . Los iones cargados positivamente (cationes) de una solución que son capaces de difundirse a través de los poros se intercambian con los iones  $\text{Na}^+$  de este mineral; por lo tanto, este último se llama un intercambiador de cationes.

Recientemente se han fabricado algunos intercambiadores catiónicos carbonáceos mediante el tratamiento de sustancias como carbón con reactivos del tipo de ácido sulfúrico fumante y similares. Los intercambiadores resultantes pueden regenerarse a su forma con hidrógeno, HX, por tratamiento con ácido y no con sal.

Así, el agua dura que contiene  $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$  contendrá  $\text{H}_2\text{CO}_3$  después de la eliminación del  $\text{Ca}^{2+}$  por intercambio; puesto que el ácido carbónico se elimina con facilidad mediante procedimientos de desgasificación, el contenido total de sólidos del agua puede reducirse de

esta forma. Las primeras aplicaciones de los intercambiadores iónicos que utilizaron estos principios estaban bastante limitadas a los problemas de ablandamiento de agua.

Además de las aplicaciones en el ablandamiento de agua antes mencionadas, la deionización total del agua se puede lograr por percolación, primero a través de un intercambiador catiónico y después a través de un intercambiador aniónico. Utilizando un lecho formado por una mezcla íntima de cantidades equivalentes de una resina intercambiadora catiónica fuerte y una aniónica fuerte, es posible la eliminación simultánea de todos los iones hasta la neutralidad. Para la regeneración, estas resinas en lecho mixto se separan mediante clasificación hidráulica por tamaño de partícula y diferencias de densidad para los dos tipos de resinas, las cuales se regeneran por separado.

#### **2.4.2 Rapidez del intercambio iónico**

La rapidez del intercambio iónico depende, como la adsorción ordinaria, de la rapidez de cada uno de los siguientes procesos: (1) difusión de iones desde el seno del líquido hasta la superficie externa de una partícula intercambiadora; (2) difusión interna de iones a través del sólido hasta el sitio de intercambio; (3) intercambio de los iones; (4) difusión externa de los iones liberados hasta la superficie del sólido; (5) difusión de los iones liberados desde la superficie del sólido hasta el líquido. En algunos casos, la cinética de la reacción de intercambio (3) puede ser el paso que controle, pero en otros la rapidez de la reacción aparentemente es muy rápida en comparación con la rapidez de difusión. La rapidez de difusión puede describirse mediante los coeficientes de transferencia de masa apropiados para la difusión a contracorriente equivalente a través del sólido y a través del líquido; en algunos casos, por lo menos, parece que la resistencia a la difusión en la fase líquida es el paso controlante.

Cuando las reacciones de intercambio son rápidas en comparación con la rapidez de la transferencia de masa, los métodos de diseño desarrollados para los adsorbentes tradicionales pueden aplicarse directamente a las operaciones de intercambio iónico. Puede ser adecuada alguna modificación de las unidades de los términos en las diferentes ecuaciones, debido al

uso acostumbrado de las concentraciones expresadas como equivalentes por unidad de volumen en el sistema cgs. [17]

### 2.4.3 Reacciones químicas del intercambio iónico

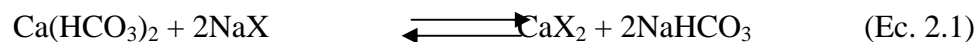
Los puntos de intercambio de la resina atraen y retienen los iones cargados. La fuerza de retención no es igual para todos los iones. Hay un orden claro de preferencia, el cual varía según las condiciones y el tipo de resina y esta relacionado con la densidad de carga del ión.

#### 2.4.3.1 Resinas catiónicas de ácido fuerte

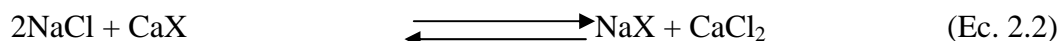
Las resinas catiónicas de ácido fuerte normalmente se usan en la forma sodio o en la forma hidrógeno.

##### a. Intercambio de sodio (ablandamiento)

Este es el proceso de intercambio iónico más simple. Una resina catiónica de ácido fuerte en forma sodio (NaX)\* elimina el  $\text{Ca}^{+2}$  y el  $\text{Mg}^{+2}$  (así como cualquier otro catión retenido por la resina mas fuerte que el sodio) del agua que fluye por el lecho de intercambio, produciendo agua ablandada como indica la ecuación:



Una resina de intercambio iónico es como un acumulador: un intercambiador de sodio continúa cediendo  $\text{Na}^+$  a cambio de  $\text{Ca}^{+2}$  y  $\text{Mg}^{+2}$  hasta que se agota su capacidad de sodio. Entonces, una inversión del flujo de estos iones causada por la elevada concentración de  $\text{Na}^+$  en la salmuera, lo regenera. Normalmente la sal es la fuente de  $\text{Na}^+$  para la regeneración, mediante un lavado de la resina en salmuera como indica la ecuación:

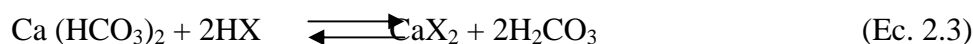




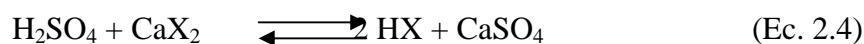
El intercambiador de sodio no siempre elimina completamente la dureza con una dosificación económica de sal. La dureza del agua tratada se conoce como fuga. La cantidad de fuga en un agua efluente esta afectada directamente por la dosis de sal. Para una operación económica, se deben usar las curvas de resina para determinar la dosis de sal requerida para lograr una cantidad de fuga deseada. La dosis de sal también afecta la capacidad de operación de la resina. Por eso, se puede variar la dosis para alcanzar un volumen de producción dado. Cuando se trabaja con sistemas ya instalados, los recipientes están diseñados para un volumen fijo de resina. En tales casos, la planta tal vez tenga que sacrificar una dosis de regenerador más económica (basada en la calidad del agua permisible) para conseguir la producción deseada. Las resinas catiónicas de ácido fuerte usadas en forma de sodio se aplican en el ablandamiento básico del agua, en el pulido que sigue al proceso de ablandamiento con cal y en aplicaciones de pulido de condensado.

### **b. Intercambio de hidrógeno**

Una resina catiónica de ácido fuerte regenerada con ácido (HX), reemplaza todos los cationes del agua dulce por iones  $H^+$ , convirtiendo todas las sales en los ácidos correspondientes. Ya que el ácido carbónico es simplemente  $CO_2$  disuelto, se puede eliminar por desgasificación, reduciendo así los sólidos totales. La desgasificación después del intercambio catiónico se puede usar por lo tanto para reducir la carga en una unidad aniónica subsiguiente, o se puede usar en procesos de desalcalinización. Los iones  $SO_4^{2-}$ ,  $Cl^-$  y  $NO_3^-$  forman ácidos minerales, como indica la ecuación:



Cuando el intercambiador de hidrogeno ha agotado su carga de iones  $H^+$ , un lavado ácido,

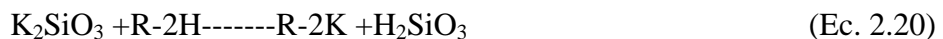
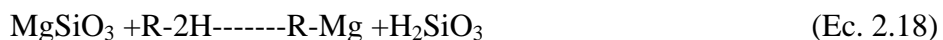
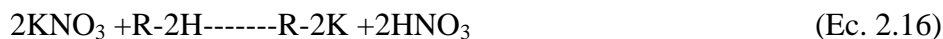
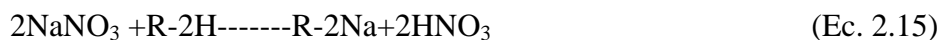
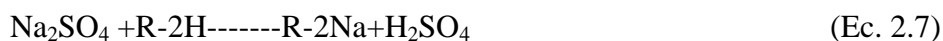


generalmente con ácido sulfúrico, lo devuelve a la forma hidrógeno.

También se puede usar ácido clorhídrico. El HCl eliminará algunos tipos de ensuciamiento por precipitación (Ej.  $\text{CaSO}_4$ ), pero es más caro.

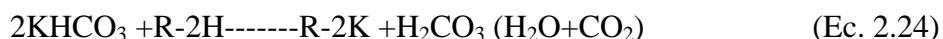
El efluente tratado contiene ácido mineral libre (AML) que ahora puede servir como medida directa de la concentración de cationes (principalmente sodio) que queda en el efluente catiónico. El intercambiador de hidrógeno nunca se usa solo. Cuando se desalcaliniza el agua mediante intercambio de hidrógeno, la acidez del efluente del intercambiador es neutralizada bien sea mezclándolo con efluente de un intercambiador de sodio, bien por adición directa de una sustancia cáustica. [8]

Estas resinas fijan los cationes que están unidos a los iones cloruros, nitratos, sulfatos y silicatos, quedando en el agua los ácidos de las sales inicialmente presentes en el agua, de acuerdo al siguiente detalle:



### 2.4.3.2 Intercambiador catiónico de ácidos débiles

Estas resinas fijan los cationes de calcio, magnesio, sodio y potasio de los bicarbonatos, y liberan ácido carbónico; los cationes unidos a los aniones sulfatos, cloruros y nitratos no son intercambiados. Si consideramos a las resinas de intercambio catiónico como R-2H, con R como radical fijo y H como ión de sustitución, tendremos las siguientes reacciones (de acuerdo a los cationes presentes):



Debido a que en el intercambiador catiónico se produce ácido carbónico ( $\text{CO}_2$  disuelto en agua), para evitar un trabajo excesivo de las resinas aniónicas de bases fuertes, se rebaja al mínimo el contenido de anhídrido carbónico mediante una corriente de aire insuflado por un ventilador, en contracorriente con el agua que ingresa por la parte superior finamente dispersada y repartida uniformemente por un relleno de anillos Rashig, provocándose la evacuación del  $\text{CO}_2$  al exterior, por arrastre con el aire. Una buena operación del descarbonatador dejará un máximo de 10 mg/l de  $\text{CO}_2$ . [19]

## 2.4.4 Parámetros característicos de los intercambiadores iónicos

### 2.4.4.1 Capacidad de intercambio

Se define como la cantidad de iones que una resina puede intercambiar en determinadas condiciones experimentales. Depende del tipo de grupo activo y del grado de entrecruzamiento de la matriz y se expresa en equivalentes por litro de resina, o por gramo. (Un equivalente es el peso molecular en gramos del compuesto dividido por su carga eléctrica)

#### **2.4.4.2 Capacidad específica teórica**

Se denomina así al número máximo de sitios activos del intercambiador por gramo. Este valor suele ser mayor que la capacidad de intercambio, ya que no todos los sitios activos son accesibles a los iones en disolución. [9]

#### **2.4.5 Ciclo de regeneración**

##### **2.4.5.1 Lavado a contracorriente**

El lavado a contracorriente elimina los residuos acumulados y disgrega el lecho para prevenir la canalización. Este lavado levanta, fluidiza y clasifica hidráulicamente el lecho. El caudal está regulado para producir una expansión del 50 al 75%. Hay que ajustar los caudales de agua de lavado según los cambios de temperatura estacionales para mantener la expansión adecuada del lecho, porque la densidad del agua varía con la temperatura. El recipiente tiene que tener en su diseño un espacio libre adecuado (volumen libre por encima del lecho de resina) para dejar espacio para los caudales de lavado adecuados.

##### **2.4.5.2 Inyección de productos químicos**

El producto químico de un depósito de suministro es diluido a la concentración correcta y descargado por un distribuidor que está de 7,6 a 15,3 cm por encima del lecho de resina.

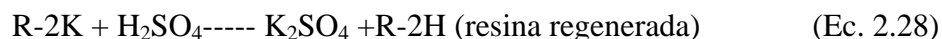
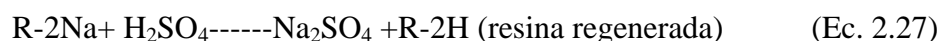
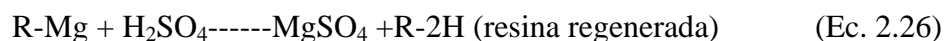
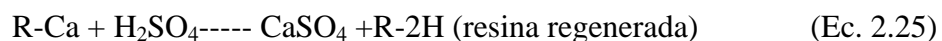
Los ablandadores sencillos no siempre tienen un distribuidor de regenerador. La combinación correcta de concentración y tiempo de contacto es importante para restaurar la capacidad del intercambiador. El producto químico es inyectado en el intercambiador o bien por un educor o por bombas apropiadas.

En un sistema de desmineralización grande, los productos químicos normalmente se bombean directamente desde grandes tanques de almacenaje que se cargan con camiones. Esto permite

adquirir los productos químicos en grandes cantidades, con altas concentraciones y costo mínimo. [8]

#### 2.4.5.3 Regeneración de resinas de intercambio catiónico

Cuando cualquiera de las resinas de intercambio catiónico débiles o fuertes ya no tienen iones hidrógeno para intercambiar, a estas resinas se les regenera haciendo pasar una solución de ácido (normalmente ácido sulfúrico), produciéndose las siguientes reacciones:



La regeneración se realiza normalmente en serie y la solución de ácido sulfúrico atraviesa sucesivamente la resina fuertemente ácida y la resina débilmente ácida. El exceso de ácido proveniente de la regeneración de la resina fuertemente ácida es suficiente para regenerar completamente la resina débilmente ácida. [19]

#### 2.4.5.4 Enjuague por desplazamiento

El enjuague por desplazamiento (lento) es muy importante y, en realidad, forma parte de la adición de regenerador. El enjuague lento habitualmente es una continuación del flujo de agua de dilución, después que cesa la adición de regenerador. El agua de dilución entra al recipiente por el lateral del intercambiador y desplaza el regenerador restante del recipiente después de la etapa de adición a través del lecho, al caudal menor del regenerador. Normalmente solo se necesita un volumen de agua de enjuague lento igual por cada uno o dos volúmenes de resina para eliminar el regenerador del recipiente, a menos que no haya un conducto lateral de regenerador. En ese caso, puede que se necesite uno o dos volúmenes del recipiente. Si no se

logra un buen enjuague lento, el regenerador que queda en el recipiente después del paso de adición será eliminado del recipiente rápidamente por el enjuague rápido. Si ocurre esto, la resina no podría utilizar correctamente el generador, la eficiencia de la regeneración disminuiría y los costos de operación aumentarían.

#### **2.4.5.5 Enjuague rápido**

El desecho del producto químico es eliminado por enjuague de los espacios vacíos del lecho y de las mismas partículas de resina. El líquido de enjuague se desecha hasta que no contenga un exceso de producto químico. Cuando es importante ahorrar agua, con frecuencia se puede recuperar una parte significativa del líquido de enjuague. La mayoría de los ciclos de enjuague rápido continúan hasta que se consigue una calidad estándar específica del agua, o durante un periodo específico. Sin embargo, puesto que el ensuciamiento aumenta los requisitos del enjuague, lo mejor es utilizar la calidad del agua como medida.

### **2.5 Desmineralización del agua**

La desmineralización utiliza una combinación de intercambiadores aniónicos y catiónicos. Existen varios tipos de sistemas basados en el tipo de resina usado en los intercambiadores. En uno de estos tipos generales (ácido fuerte, base fuerte), todos los cationes son reemplazados por iones hidrogeno ( $H^+$ ) y todos los aniones son reemplazados por iones hidroxilos ( $OH^-$ ). El resultado neto es el reemplazo de una sal iónica por una molécula de agua. Una aplicación común de los desmineralizadores es el agua de reposición de calderas a alta presión.

Hay muchos esquemas de desmineralización diferentes; la selección correcta depende de las características del agua dulce así como de los requisitos del agua tratada.

Los sistemas de desmineralización más sencillos y fáciles de operar son los que utilizan una sola resina en cada recipiente. Los lechos están alineados en una serie llamada batería. En muchos sistemas, las baterías se regeneran al mismo tiempo; sin embargo, esta práctica puede ser menos eficiente si las capacidades catiónicas y aniónicas no se corresponden estrictamente

o si solo una de las dos resinas se ha degradado sustancialmente con el tiempo. Los sistemas grandes con varias baterías pueden estar diseñados de modo que cada recipiente se pueda regenerar independientemente cuando sea necesario. Los efluentes de los intercambiadores de hidrógeno a menudo se mezclan en estos sistemas antes de la desgasificación y se vuelven a separar después de los recipientes de intercambio iónico. [8]

### **2.5.1 Descripción del proceso de producción de agua desmineralizada de FertiNitro**

El agua desmineralizada se obtiene por intercambio iónico del agua cruda proveniente de Aguas Industriales Jose. La mayor parte del agua cruda recibida alimenta al sistema de agua de enfriamiento, una parte se distribuye como agua de servicio y el agua restante alimenta el sistema de tratamiento de agua desmineralizada (31-L-701). Este sistema también se alimenta con el condensado proveniente de las unidades de amoníaco y urea producido en diferentes etapas del proceso con el objetivo de optimizar el consumo de agua cruda.

En la figura 2.4 se muestra el diagrama de flujo con los principales equipos y líneas de proceso correspondiente a la unidad de producción de agua desmineralizada (31-L-701), cuya descripción se presenta a continuación:

La etapa de desmineralización del agua consta de dos líneas, cada una de las cuales comprende lechos catiónicos con un descarbonatador común y lechos aniónicos. El agua clarificada se mezcla con metabisulfito de sodio para reducir el contenido de cloro. El agua después se mezcla con los condensados de proceso y alimenta al intercambiador de cationes (31-V-001A/B), donde los cationes se sustituyen por iones hidrógeno ( $H^+$ ) cuando pasa a través del lecho de resina catiónica. Desde la salida de este intercambiador, el agua se envía a una columna descarbonatadora para reducir el contenido de  $CO_2$  debido a un desprendimiento con aire.

De allí en adelante, el agua se bombea hacia el intercambiador de aniones (31-V-002A/B), donde los aniones se sustituyen por iones oxidrilos ( $OH^-$ ).

El agua deionizada de la etapa aniónica/catiónica se envía al tanque de almacenamiento del agua deionizada (31-T-701), el cual sirve de reserva para la alimentación de la etapa de pulido y para la regeneración de resinas.

También se alimenta al tanque de agua deionizada el condensado de vapor recibido de las unidades de urea.

El agua suministrada por las bombas de agua deionizada, alimenta los lechos mixtos. Se proveen filtros mixtos para la depuración final del agua desmineralizada (pulido), que debe ser la adecuada para producir agua de alimentación de caldera de alta calidad. También se proveen dos trenes de lechos mixtos, que funcionan ambos en paralelo.

El agua desmineralizada proveniente de los lechos mixtos es enviada al tanque de almacenamiento de agua desmineralizada (31-T-702).

Para la regeneración de resinas catiónicas se usa ácido sulfúrico en una concentración comercial del 98%. El ácido es suministrado por camiones cisternas; se descarga por medio de una bomba y se transfiere al recipiente de almacenamiento del ácido sulfúrico (31-V-701). Después, el ácido es succionado por medio de bombas de tipo centrífuga horizontal, una de las cuales normalmente opera mientras la otra se mantiene en “*spare*” o de respaldo. El ácido se transfiere al sistema de agua desmineralizada (31-L-701) para la regeneración de la resina catiónica.

Para la regeneración de la resina aniónica se usa soda cáustica en una concentración comercial del 46%. La solución de soda cáustica es suministrada por camiones cisternas; se descarga por medio de una bomba de tipo centrífuga horizontal y se transfiere después al recipiente de almacenamiento de la soda cáustica (31-V-702). La solución de soda es succionada mediante bombas de tipo centrífuga horizontal, una de las cuales está normalmente operando mientras la otra se mantiene en “*spare*” o de respaldo, y se transfiere al sistema de agua desmineralizada (31-L-701) para la regeneración de la resina aniónica.



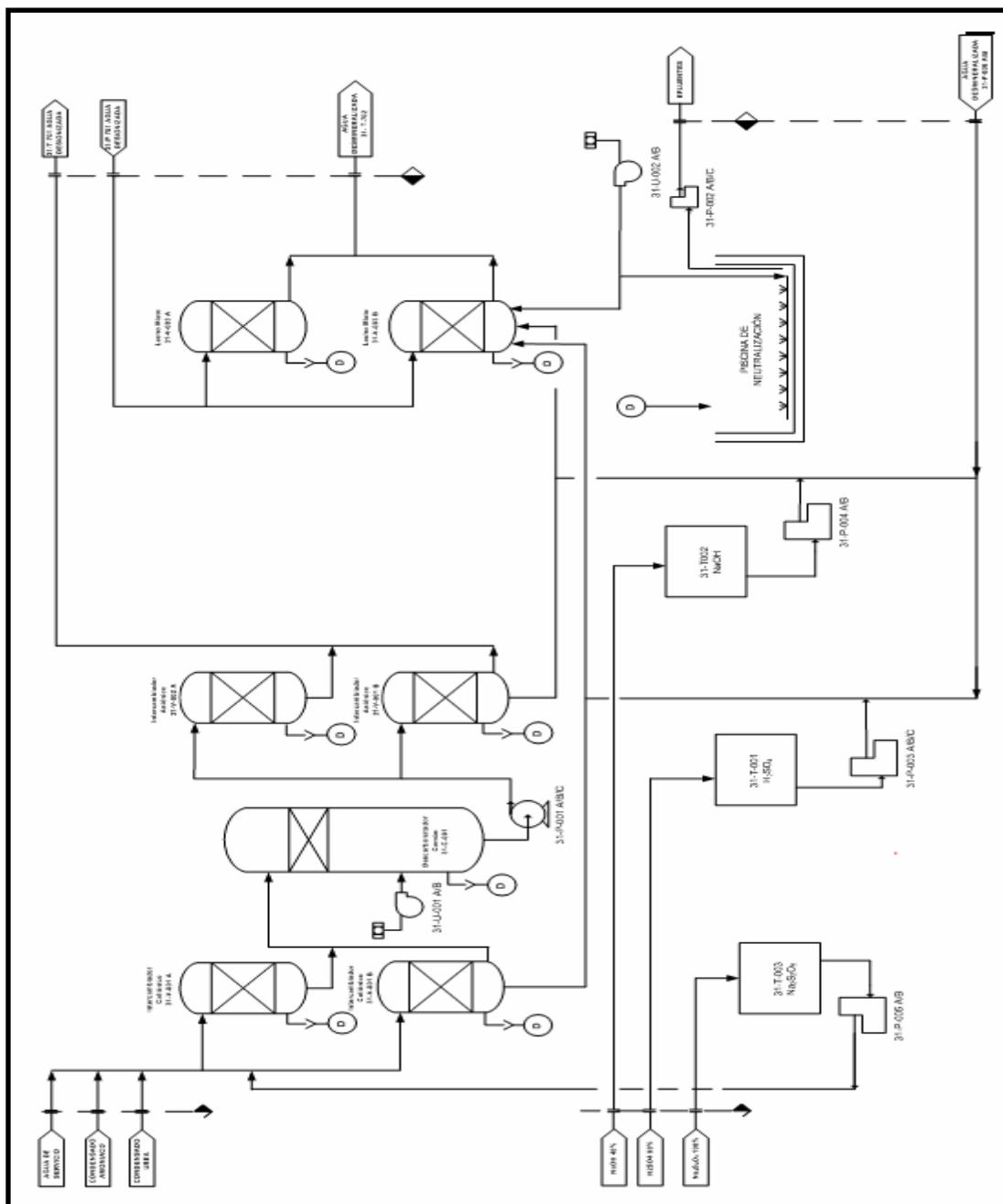


Figura 2.4 Diagrama de flujo de la unidad de agua desmineralizada (31-L701)

## 2.5.2 Características del agua desmineralizada de FertiNitro

El agua desmineralizada producida debe quedar disponible en el límite de la batería de unidad, con las siguientes características físicas y químicas, para su uso posterior como agua de reposición, en la preparación del agua de alimentación de caldera de alta y media presión.

**Tabla 2.1 Composición del agua desmineralizada**

Descripción	Valores requeridos
Conductividad ( $\mu\text{S/cm}$ )	0.2
pH	6.5 ÷ 7.5
Dureza como $\text{CaCO}_3$ (ppm)	< 0,02
$\text{SiO}_2$ (ppm)	< 0,02
Oxígeno (ppm)	0,02
Hierro total como Fe (ppm)	< 0,02
Cobre total como Cu (ppm)	< 0,002
$\text{SO}_4 + \text{SO}_3$ (ppm)	0,02

## 2.5.3 Datos de diseño del sistema de deionización – Etapas aniónica/catiónica de FertiNitro

**Tabla 2.2 Capacidad neta del agua desionizada. Etapas aniónica/catiónica**

		Caso 1 Caso normal	Caso 2 Caso de emergencia	Caso 3 Caso de emergencia
<b>Entrada</b>	Condensado del proceso de Amoníaco	148 m <sup>3</sup> /h	148 m <sup>3</sup> /h	0 m <sup>3</sup> /h
		56 m <sup>3</sup> /h	56 m <sup>3</sup> /h	0 m <sup>3</sup> /h
	Condensado del proceso de Urea	178,8 m <sup>3</sup> /h	269,4 m <sup>3</sup> /h	407,6 m <sup>3</sup> /h

	Promedio de agua clarificada/24 h			
<b>Salida</b>	Capacidad neta del agua deionizada	360 m <sup>3</sup> /h (180 m <sup>3</sup> /h por cada tren)	440 m <sup>3</sup> /h (220 m <sup>3</sup> /h por cada tren)	360 m <sup>3</sup> /h (180 m <sup>3</sup> /h por cada tren)
<b>Longitud Del Ciclo</b>		22 h	15 h	10.5 h

En operación normal (caso 1), todos los condensados se tratan en la unidad, de modo que puede suponerse que la longitud del ciclo resulte aproximadamente de 22 horas.

No obstante, si una de las líneas no funciona, pueden enviarse 148 m<sup>3</sup>/h de condensado de las plantas de amoníaco directamente a la unidad de lecho mixto. De hecho, puede utilizarse una sola línea para tratar 56 m<sup>3</sup>/h de condensado de urea, más el agua cruda necesaria para producir una capacidad neta de 180 m<sup>3</sup>/h.

En el caso 2, con los dos trenes trabajando en paralelo, la unidad debe producir un caudal total neto de 440 m<sup>3</sup>/h. Este segundo caso es el considerado para el diseño hidráulico.

En el caso 3, alimentada únicamente con agua cruda, la unidad debe producir una capacidad neta de 360 m<sup>3</sup>/h. Esta situación no considera ninguna recuperación de condensados y se puede ver como el caso de diseño correspondiente al tratamiento de la resina, tomando en cuenta que en este caso la duración mínima del ciclo es de 10,5 horas.

#### **2.5.4 Descripción del proceso de regeneración de los intercambiadores catiónicos de FertiNitro**

La filosofía de operación y control para la unidad de tratamiento de agua desmineralizada y condensados L-701, establece que la regeneración de los trenes de deionización arranque automáticamente en base al flujo total.

De cualquier forma, existen dos analizadores de conductividad a la salida de los intercambiadores aniónicos, a fin de tener un aviso en caso de agotamiento prematuro de la resina, de manera que el operador pueda cambiar al modo semiautomático y llevar a cabo la regeneración.

Alternativamente, se puede incluir un arranque de la regeneración automática basado en la conductividad.

En operación automática, el servicio finaliza cuando el flujo acumulado alcanza el valor preestablecido en el FQSH-7201. En operación semiautomática, esta circunstancia dará lugar a una alarma. También es posible que durante el servicio el valor preestablecido de conductividad sea excedido, en este caso se dará una alarma, y el operador puede elegir entre pasar a la operación semiautomática y comenzar la regeneración o continuar el servicio.

La regeneración de resinas catiónicas se lleva a cabo en las fases descritas abajo, las cuales comienzan y terminan en base a tiempos.

#### **2.5.4.1 Retrolavado de la capa superior del lecho**

Se inyecta agua desmineralizada (desde el tanque T-702 con las bombas 31-P-006 A/B) en el intercambiador catiónico a través de la válvula XV-7204 y se descarga desde la válvula XV-7203. El flujo de retrolavado es de 90 Ton/h y se controla por medio de la válvula de control FV-7211. Esta fase dura 15 minutos y tiene como función eliminar las partículas finas y sólidos suspendidos presentes en el lecho de resina.

#### **2.5.4.2 Transferencia de masa inerte**

La masa inerte es un sólido granular que permite compactar la resina para asegurar el contacto entre ésta y el regenerante. En el caso de que ambas líneas estuvieran operando en paralelo, la transferencia de masa inerte se lleva a cabo abriendo la válvula XV-7201 y cerrando la otra válvula de salida del intercambiador. En el caso de que la línea A fuera la única en operación (arreglo alternativo), la transferencia se lleva a cabo abriendo la válvula XV-7201 y abriendo la válvula de entrada del otro intercambiador XV-7207. Esta fase se lleva a cabo con el flujo de alimentación normal de producción ( $180 \text{ m}^3/\text{h}$ ) durante 15 minutos y se detiene en base al tiempo o por bajo flujo de alimentación (FSL-7232), indicando que todo el inerte ya ha sido transferido, y que la porción que queda en la línea de transferencia provoca una caída de presión que restringe el flujo de agua.

#### **2.5.4.3 Inyección de regenerante**

La inyección de ácido sulfúrico para la regeneración de la resina catiónica, se lleva a cabo en tres fases para disminuir el riesgo de formación de sulfato de calcio ( $\text{CaSO}_4$ ), el cual precipita ocasionando altas caídas de presión durante la producción de agua desmineralizada.

##### **a.- Inyección de ácido 1% en peso de $\text{H}_2\text{SO}_4$**

El ácido concentrado (98% en peso) se toma del tanque 31-T-001 y se bombea mediante las bombas dosificadoras 31-P-003 A/B; se diluye con agua desmineralizada (de las bombas 31-P-006 A/B) en el mezclador estático 31-L-002. El flujo de agua es de  $90 \text{ Ton/h}$  se controla mediante la válvula de control correspondiente FV-7211. Durante 23 minutos, el ácido diluido (1% en peso) se

introduce en el intercambiador a través de la válvula XV-7206 y se descarga a través de la válvula XV-7203.

#### **b.- Inyección de ácido 2% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Similar a la fase anterior, con la excepción de que la inyección de ácido diluido (2% en peso) dura 13 minutos, y que las dos bombas de ácido 31-P-003 A/B están operando.

#### **c.- Inyección de ácido 3% en peso de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Durante esta fase, se mantienen las condiciones de las bombas de ácido, con la excepción de que el flujo de agua se controla a 60 Ton/h. Al igual que en la anterior, esta fase dura 13 minutos.

#### **2.5.3.4 Desplazamiento de ácido**

Se suspende el flujo de ácido y se mantiene la inyección de agua desmineralizada (60 Ton/h) al intercambiador a través de la válvula XV-7206 y se descarga a través de la válvula XV-7203. En esta fase, también la válvula XV-7234 está abierta. Este desplazamiento se hace durante 35 minutos.

#### **2.5.4.5 Enjuague rápido**

Similar a la fase anterior, con la excepción de que el flujo de agua se incrementa nuevamente a 90 Ton/h durante otros 35 minutos.

#### **2.5.4.6 Pre-servicio**

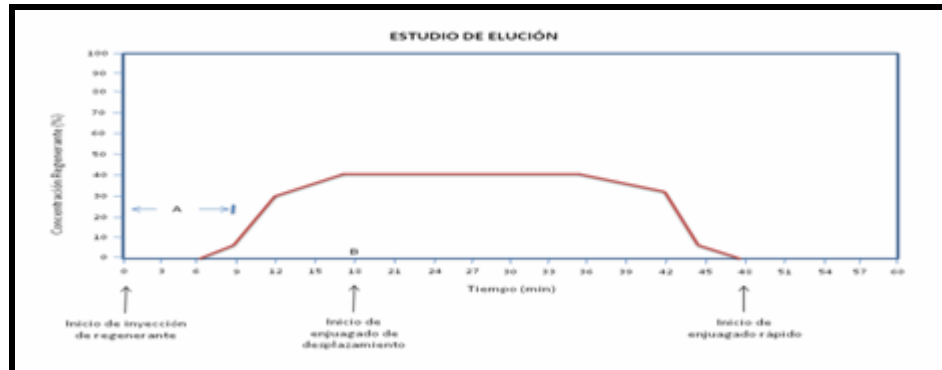
En esta fase se hace pasar agua cruda en cantidad superior a la de producción (240 Ton/h aproximadamente) con la salvedad de que el agua producida se envía hacia la piscina de neutralización hasta que la conductividad se encuentre en el rango de operación normal. [15]

### **2.6 Estudio de elución**

El estudio de elución consiste en una serie de ensayos de laboratorio, en los cuales se determina el comportamiento de una resina (en términos de saturación) en función del tiempo, haciendo pasar una solución de regenerante a través de un lecho de resina. Con estos datos se genera una curva del porcentaje de saturación contra el tiempo cuya figura tiene forma de campana. Este estudio debe ser el primer procedimiento de detección de fallas usado para investigar la eficiencia de regeneración de una resina. [16] Sin embargo, los estudios de elución revelan solamente el nivel de regenerador que se pone sobre la resina, no el regenerador utilizado por la resina. El ensuciamiento, el caudal de regenerador, la concentración del regenerador y la distribución interna son factores que afectan el valor de eficiencia de regeneración. Cuando se registra baja eficiencia de regeneración pero no se detecta un problema mediante este estudio de elución o en una revisión del análisis elemental de contaminantes, hay que realizar inspecciones físicas y mediciones de flujo. [10]

El estudio de elución comienza con el inicio de la etapa de inyección de regenerante. Un gráfico de concentración de regenerante contra el tiempo es generado. La curva ideal del estudio de elución presenta forma de campana (figura 2.5) y usualmente se interpreta por la aplicación de la regla 30-30. Esta regla establece que la resina recibe 30% del regenerante por un período de 30 minutos. En la medida que esta regla se

aplica con exactitud, la curva podrá ser estudiada con más detalle. La inclinación hacia arriba, la altura y largo de la curva y la inclinación hacia abajo, son los aspectos más importantes para una adecuada interpretación.

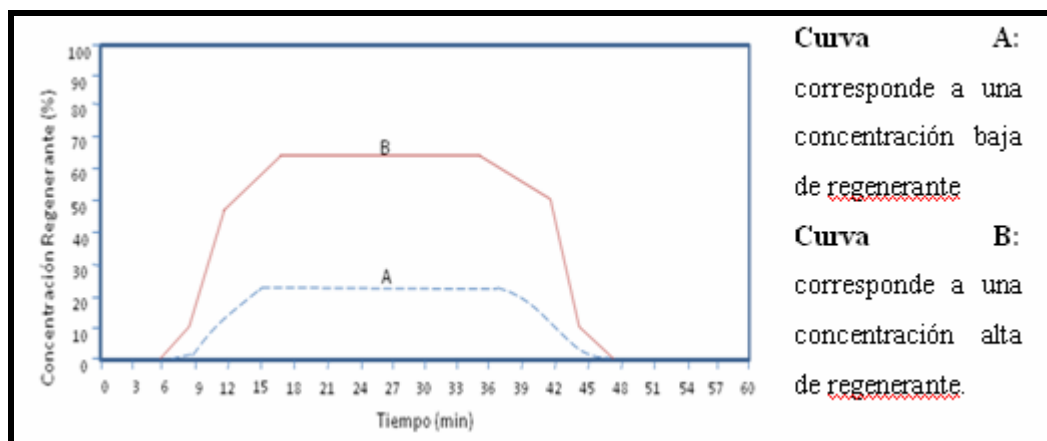


**Figura 2.5 Curva ideal de elución**

El estudio de elución da una buena idea de qué está ocurriendo durante el proceso de regeneración. También, investigaciones adicionales y muestreos son requeridos para confirmar los problemas indicados por el estudio de elución.

## 2.7 Análisis de curvas de estudio de elución

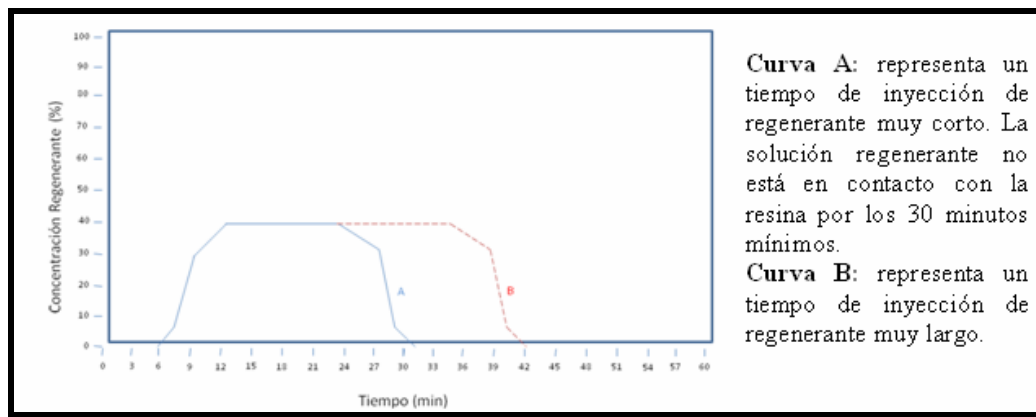
### 2.7.1 Ejemplo 1: La altura de la curva indica la concentración de regenerante.



**Figura 2.6 Curvas de estudio de elución. Ejemplo 1**

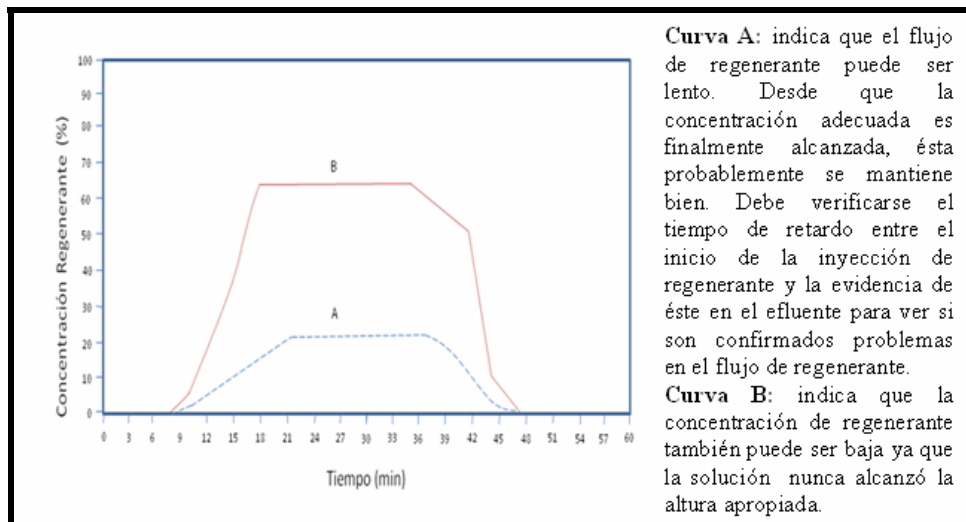


**2.7.2 Ejemplo 2: El ancho de la curva indica el tiempo de inyección de regenerante pero también puede ser afectado por la rata de flujo de enjuagado.**



**Figura 2.7 Curvas de estudio de elución. Ejemplo 2**

**2.7.3 Ejemplo 3: La inclinación hacia arriba de la curva indica la rata de flujo y/o la concentración de la solución regenerante.**



### Figura 2.8 Curvas de estudio de elución. Ejemplo 3

2.7.4 Ejemplo 4: La inclinación hacia abajo indica el flujo y tiempo del enjuagado de desplazamiento.

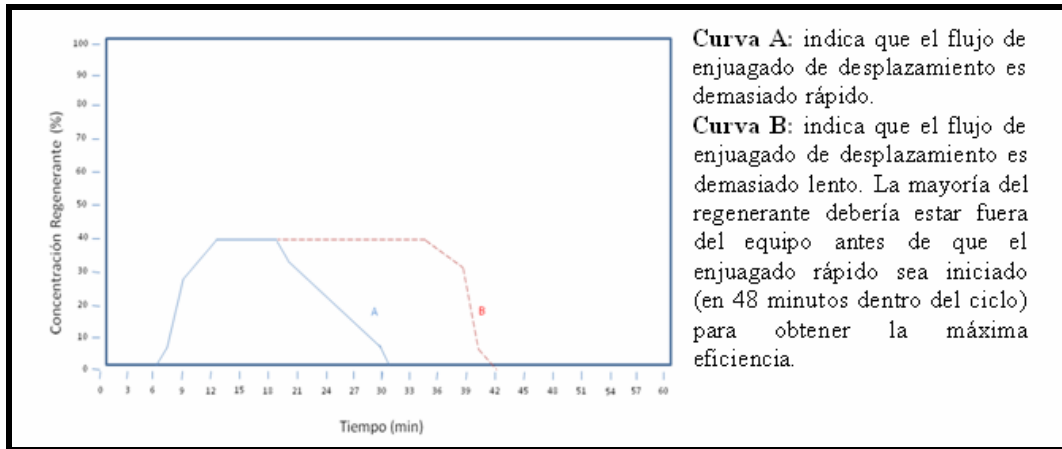


Figura 2.9 Curvas de estudio de elución. Ejemplo 4

Los problemas presentados aquí son separados uno del otro para propósitos de simplificación y adiestramiento. Las curvas reales pueden indicar más de un problema que está ocurriendo simultáneamente. Esta puede ser interpretada simplemente recordando qué problemas afectan qué áreas de la curva. [16]

## 2.8 Factibilidad técnica

El análisis de factibilidad técnica evalúa si el equipo está disponible y si tiene la capacidad técnica requerida por cada alternativa de diseño que se esté considerando. Los estudios de factibilidad técnica también consideran las interfases entre los sistemas actuales y nuevos, además verifica si la organización tiene el personal con la experiencia técnica requerida para diseñar, implantar, operar y mantener el sistema propuesto. Si el personal no tiene esta experiencia, puede entrenarse o pueden emplearse nuevos o consultores que la tengan. Sin embargo, una falta de experiencia

técnica dentro de la organización puede llevar al rechazo de una alternativa particular.

[11]

## **2.9 Factibilidad económica**

Ante la posibilidad de llevar a cabo un proyecto, ya se trate de una planta completa o la ampliación o transformación de una ya instalada, una de las decisiones más difíciles y trascendentales que se debe encarar es la decisión de invertir. Para esto se debe demostrar que el mismo es económicamente viable, es decir, que el proyecto propuesto está formulado de tal forma, que permite minimizar los costos de inversión, producción y comercialización del producto. [12]

Para estudiar económicamente un proyecto se debe identificar y cuantificar los costos que intervienen en él, la inversión necesaria y los beneficios que pueden obtenerse.

### **2.9.1 Costo**

El costo es el desembolso en efectivo o en especie hecho en el pasado, en el presente, en el futuro o en forma virtual. Para realizar el análisis económico de un proyecto, conviene dividir los costos de la siguiente manera:

#### **2.9.1.1 Costos directos de producción**

Son todos los gastos directamente vinculados con la fabricación o producción. Las partidas incluidas en estos gastos son: materias primas, mano de obra directa vinculada directamente con el proceso, servicios (electricidad, combustible, agua, refrigeración), mantenimiento y otros materiales directos, etc.

### **2.9.1.2 Costos fijos**

Son los gastos que existen siempre en una planta independientemente que este operando o no, y estos no varían con el volumen de producción. Ejemplos de estos gastos son: depreciación, seguros.

### **2.9.1.2 Costos indirectos**

Son aquellos gastos, que no están directamente vinculados con la producción necesarios para el funcionamiento de equipos o de la planta en su totalidad. Se incluyen dentro de estos gastos, los financieros y administrativos. [13]

## **2.9.2 Inversión de capital**

La inversión capital es el recurso financiero necesario para la instalación y puesta en marcha de un equipo o planta industrial, que puede construirse de manera mixta, o sea, una parte en dinero y la otra en especie (maquinaria, inmuebles, bienes, etc.).

El aporte capital puede provenir de varias fuentes: sólo de personas naturales (inversionistas), de éstas con personas jurídicas (otras empresas), de inversionistas e instituciones de crédito (bancos) o de una agrupación entre inversionistas personas jurídicas y bancos. [11] La inversión de capital se divide en:

### **2.9.2.1 Inversión de activos fijos tangibles**

Es la inversión necesaria para adquirir para adquirir bienes en la etapa de instalación de proyecto, que se utiliza a lo largo de su vida útil, comprende: maquinaria equipos, instalación y montaje, etc. [13]

#### **2.9.2.2 Inversión de activos fijos intangibles**

Es la inversión destinada a cuentas que representan bienes o derechos jurídicos (inmateriales). Suelen ser necesarios para la obtención de los objetivos principales de la empresa. Las cuentas principales que e incluyen en este grupo suelen ser: ingeniería y supervisión, imprevistos, honorarios entre otros.

#### **2.9.2.3 Inversión de capital de trabajo**

Es la inversión adicional liquida que debe aportarse para que un equipo o empresa se ponga en funcionamiento. Comprende los siguientes aspectos; deudas a proveedores, dinero para el pago mensual de los gastos operativos, entre otros. Este capital se calcula en base a uno o dos meses de operación. [12]

#### **2.9.3 Tipos de estimaciones de costo de inversión**

Una estimación de la inversión de capital para un proceso puede variar de una estimación de anteproyecto basada en poca información (excepto el tamaño del proyecto propuesto) a una estimación detallada lista de dibujos completos y datos específicos. Entre estos dos extremos de estimación de la inversión de capital, puede haber numerosas estimaciones que varían de exactitud según la etapa de desarrollo del proyecto. Estas estimaciones son llamadas por una variedad de nombres, pero las cinco categorías siguientes representan la gama de exactitud y la designación normalmente usada para propósitos de diseño:

- Estimación de orden de magnitud (estimación de proporción) basado en datos de coste similares anteriores; exactitud probable de estimación sobre  $\pm$  el 30 por ciento.
- Estimación de estudio basado en conocimiento de los artículos principales de equipo; exactitud probable de estimación por encima de 30 por ciento.
- Estimación preliminar (estimación de autorización de presupuesto; estimación de alcance) basado en datos suficientes para permitir la estimación de un presupuesto; exactitud probable de estimación dentro del  $\pm 20$  por ciento.
- La estimación definitiva (estimación de control del proyecto) basado en datos casi completos, pero antes de la terminación de dibujos y datos específicos; exactitud probable de estimación dentro del  $\pm 10$  por ciento.
- Estimación detallada (la estimación del contratista) basado en dibujos completos de la ingeniería, datos específicos, y revisiones de sitio; exactitud probable de estimación dentro del  $\pm 5$  por ciento.

Las estimaciones de costos de anteproyecto (definido aquí como la orden de magnitud, el estudio, y estimaciones preliminares) requieren mucho menos detalles que estimaciones firmes como la estimación definitiva o detallada. Sin embargo, las estimaciones de anteproyecto son sumamente importantes para determinar si un proyecto propuesto podría ser considerado en el futuro y para comparar diseños alternativos. Sea entendido que la distinción entre el anteproyecto y estimaciones firmes gradualmente desaparece a medida que se incluyen más detalles en el diseño.

Las estimaciones de anteproyecto pueden ser usadas para proporcionar una base para solicitar y obtener una asignación de capital por parte de la dirección de empresa.

Estimaciones posteriores, hechas durante el progreso del trabajo, pueden indicar que el proyecto costará más o menos que la cantidad asignada. Entonces se pide a la dirección aprobar una discrepancia que puede ser positiva o negativa.

Existen otros métodos para estimar la inversión de capital. La elección del método depende de la cantidad de información detallada disponible y la exactitud que se desea obtener; entre estos se señalan:

- Estimación de cada unidad: este método requiere información detallada del costo de los equipos, accesorios, materiales, mano de obra, ingeniería, planos, horas-hombre de supervisión en la obra y gastos de la misma; permitiendo así que los errores en la estimación de los costos resulten mínimos. Al hacer este tipo de estimación se trata de asegurar los datos, obteniendo cotizaciones de vendedores y proveedores.
- Estimación de costos unitarios: este método requiere estimaciones correctas de la inversión de capital fijo, siempre que se disponga de buena información proveniente de experiencias previas de costos, corregidas de acuerdo con los índices, o tomados de publicaciones especializadas.
- Porcentaje de los equipos entregados: este método permite estimar la inversión de capital fijo, mediante la determinación del costo del equipo o los equipos entregados. Cada rubro que forma parte del capital se estima en base a un porcentaje del costo de los equipos entregados; se utiliza comúnmente para la estimación preliminar y de estudio.
- Factor Lang: se emplea frecuentemente para estimaciones de orden de magnitud; parte del hecho de que es posible obtener aproximadamente la inversión de capital, multiplicando el costo de los equipos básicos por un factor. El factor depende del tipo de planta que se considere; para plantas que procesan sólidos los factores de Lang estimados para inversión de capital fijo y total se ubican en 4 y 4.7 respectivamente, para plantas que procesan sólidos y fluidos en 4.3 y 5, por último para plantas que procesan fluidos 5 y 6.
- Factor de potencia: este método se utiliza para estimaciones en estudio. Consiste en determinar la inversión de capital fijo de un equipo o planta nueva,

multiplicando por el costo de capital fijo de un equipo o planta similar ya construida, por la relación entre capacidad de la planta o equipo nuevo y la ya existente, elevada a una potencia. Este exponente se ha determinado empíricamente y tiene un valor promedio de 0,6 y 0,7. [13]

#### **2.9.4 Uso de índice de costo de estimación**

Incluso un estudio rápido de la historia mundial reciente revela que los valores de la moneda de prácticamente cada país están en un constante estado de cambio. Para los ingenieros involucrados en la planeación y diseño de proyectos, esto hace que el trabajo de estimar costos sea aún más difícil. Un método para obtener estimaciones preliminares de costos es tomar las cifras de los costos de proyectos similares que fueron terminados en algún momento en el pasado y actualizarlas, para lo cual los índices de costos son una herramienta conveniente para lograr esto.

Un índice de costos es una razón del costo de un artículo hoy con respecto a su costo en algún momento en el pasado. De estos índices, el más familiar para la mayoría de la gente es el Índice de Precios al Consumidor (IPC), que muestra la relación entre los costos pasados y presentes para muchos de los artículos que los consumidores “típicos” deben comprar.

Este índice, por ejemplo, incluye artículos tales como el arriendo, comida, transporte y ciertos servicios. Sin embargo, otros índices son más relevantes para la ingeniería, ya que ellos siguen el costo de bienes y servicios que son más pertinentes para los ingenieros.

En general, los índices se elaboran a partir de una mezcla de componentes a los cuales se asignan ciertos pesos, subdividiendo algunas veces los componentes en más renglones básicos. Por ejemplo, el equipo, la maquinaria y los componentes de apoyo del índice de costo de las plantas químicas se subdividen además en maquinaria de proceso, tuberías, válvulas y accesorios, bombas y compresores, etc. Estos



subcomponentes, a su vez, se construyen a partir de artículos aún más básicos como tubería de presión, tubería negra y tubería galvanizada. La tabla 2.3 muestra el índice de costos de planta de la *Chemical Engineering*, el índice de costos de construcción de la *Engineering News Record (ENR)*, y el índice de costo de equipo de Marshall & Swift (M&S) entre 1970 y 1996, asignando un valor de 100 al periodo base de 1957-1959 para el índice del costo de planta de la *Chemical Engineering (CE)*, 1913 = 100 para el índice *ENR* y 1926 = 100 para el índice de costo de equipo de la M&S.

**Tabla 2.3 Valores de los índices seleccionados de 1975 a 1995, para CE, ENR y M & S**

Año	Indice de costo de planta CE	Indice de costo de construcción ENR	Indice de costo de equipo M&S
1975	182,4	2304,60	444,3
1976	192,1	2494,30	472,1
1977	204,1	2672,40	505,4
1978	218,8	2872,40	545,3
1979	238,7	3139,10	599,4
1980	261,2	3378,17	659,6
1981	297,0	3725,55	721,3
1982	314,0	3939,25	745,6
1983	316,9	4108,74	760,8
1984	322,7	4172,27	780,4
1985	325,3	4207,84	789,6
1986	318,4	4348,19	797,6
1987	323,8	4456,53	813,6
1988	342,5	4573,29	852,0
1989	355,4	4672,66	895,1
1990	357,6	4770,03	915,1

1991	361, 3	4886,52	930,6
1992	358, 2	5070,66	943,1
1993	359,2	5335,81	964,2
1994	368,1	5443,14	993,4
1995	381,1	5523,13	1027,5

**Tabla 2.4 Valores del índice M & S de 2001 a 1<sup>er</sup> trimestre de 2009 [22]**

Año	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Índice	1093,9	1104,2	1123,6	1178,5	1244,5	1302,3	1373,3	1449,3	1553,2

La ecuación general para actualizar costos a través del uso de cualquier índice de costos durante un periodo desde el tiempo  $t = 0$  (base) a otro momento  $t$  es:

$$C_t = \frac{C_o I_t}{I_o} \quad (\text{Ec. 2.29})$$

donde :

$C_t$  = costo estimado en el momento presente  $t$

$C_o$  = costo en el momento anterior  $t_o$

$I_t$  = valor del índice en el momento  $t$

$I_o$  = valor del índice en el momento  $t_o$

### 2.9.5 Estimación de costos

Si bien los índices de costos antes analizados proporcionan una herramienta valiosa para estimar los costos presentes a partir de información histórica, se han hecho aún más valiosos al ser combinados con algunas de las demás técnicas de estimación de

costos. Uno de los métodos más ampliamente utilizado para obtener la información preliminar de costo es el uso de ecuaciones de costo-capacidad, Como el nombre lo indica, una ecuación de costo-capacidad relaciona el costo de un componente, sistema o planta con su capacidad. Dado que muchas relaciones costo-capacidad se representan gráficamente como una línea recta sobre papel logarítmico, una de las ecuaciones de predicción de costos más común es:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{Q_2}{Q_1} \right)^x \quad (\text{Ec. 2.30})$$

donde:

$C_1$  = costo a la capacidad  $Q_1$

$C_2$  = costo a la capacidad  $Q_2$

$x$  = exponente

El valor del exponente para los diversos componentes, sistemas o plantas completas puede obtenerse o derivarse de un diverso número de fuentes, incluyendo *Plant Design and Economics For Chemical Engineers*, *Preliminary Plant Design in Chemical Engineering*, *Chemical Engineers' Handbook*, revistas técnicas especializadas (especialmente *Chemical Engineering*), la U.S. Environmental Protection Agency (Agencia de Protección Ambiental de EE.UU.), las organizaciones profesionales o comerciales, las firmas consultoras y las compañías de equipos. La tabla 2.5 es un listado parcial de valores habituales del exponente para diversas unidades. Cuando el valor de un exponente para una unidad particular no se conoce, se acostumbra utilizar el valor promedio de 0.6. [20]

**Tabla 2.5 Muestra de valores exponenciales para ecuaciones de costo-capacidad**

<b>Componente/Sistema/Planta</b>	<b>Tamaño del rango</b>	<b>Exponente</b>
Planta de lodos activados	0-100 MGD	0,84
Clasificador aeróbico	0,2 – 40 MGD	0,14
Soplador	1000 – 7000 pie/min	0,46
Centrífuga	40 – 60 pulgadas	0,71
Planta de cloro	3000 – 350000 Ton/año	0,44
Clarificador	0,1 – 100 MGD	0,98
Compresor	200 – 2100 hp	0,32
Separador centrífugo	20 – 8000 pie <sup>3</sup> /min	0,64
Secador	15 – 400 pie <sup>2</sup>	0,71
Filtro de arena	0,5 – 200 MGD	0,82
Intercambiador de calor	500 – 3000 pie <sup>2</sup>	0,55
Planta de hidrógeno	500 – 20000 pcsd	0,56
Laboratorio	0,05 – 50 MGD	1,02
Laguna de aireación	0,05 – 20 MGD	1,13
Bomba centrífuga	10 – 200 hp	0,69
Reactor	50 – 4000 gal	0,74
Lecho de secado de lodos	0,04 – 5 MGD	1,35
Pozo de estabilización	0,01 – 0,2 MGD	0,14
Tanque de acero inoxidable	100 – 2000 gal	0,67

### **2.9.6 Estimación de costo directo de campo**

La técnica de estimación de costo por factor de equipo (o estimación “modular”) está basada en el concepto de que cada “módulo” consta de un equipo mayor y ciertos

factores asociados a su instalación, tales como estructuras civiles, estructuras de acero, tuberías, instalaciones eléctricas e instrumentación, aislamiento y pintura.

Uno de los programas computarizados que existe para la estimación de costo por factor de equipo es el EXPONE, el cual genera los costos directos de campo (CDC) para cada módulo basado en la capacidad del equipo, su naturaleza y las condiciones de diseño. De este modo los resultados de los costos directos son más fiables que los costos simplemente factorizados desde el costo de equipos.

A pesar de la disponibilidad de estos programas, la versión manual de la estimación modular puede también tener un papel importante en la estimación de costos. Por esta razón, se han tabulado una serie de datos obtenidos de la base de datos del programa EXPONE (ver anexo O), los cuales permiten a los usuarios hacer estimaciones de CDC por factor de equipo de manera manual. [21]

### **2.9.7 Rentabilidad**

Los beneficios que se esperan obtener de un proyecto, se determinan sobre la base de la rentabilidad. El término de rentabilidad generalmente se utiliza para medir el monto de las ganancias o beneficios que se pueden obtener en una situación determinada.

Se dispone de diferentes métodos para determinar la rentabilidad, entre otros, se encuentra el método en el que se halla las tasas de retorno de la inversión.

La tasa de retorno de la inversión representa la fracción de retorno de la inversión inicial. Se obtiene al dividir la ganancia anual por la inversión total y se expresa sobre la base de un porcentaje anual. Para obtener estimaciones confiables es necesario expresarse sobre la base de las ganancias antes de pagar los impuestos o de haberlos pagado, pero es necesario indicarlo claramente. [13]

Para que cualquier inversión sea rentable, el inversionista (corporación o individuo) debe esperar recibir más dinero de la suma invertida. En otras palabras, debe ser

posible obtener una tasa de retorno o un retorno sobre la inversión. Durante un determinado periodo de tiempo.

El término tasa de retorno se utiliza comúnmente cuando se estima la rentabilidad de una alternativa propuesta o cuando se evalúan los resultados de un proyecto o inversión terminados.

Expresado en forma simple, la tasa interna de retorno es la tasa de rendimiento del saldo no recuperado de una inversión. Los fondos que permanecen sin recuperar están aún dentro de la inversión, de ahí el nombre de tasa interna de retorno. Los términos generales, tasa de retorno y tasa de interés implican en general la tasa interna de retorno. [20]

## CAPITULO III

### MARCO METODOLÓGICO

#### 3.1 Comparación de las condiciones operacionales del intercambiador catiónico con las condiciones de diseño

En esta etapa se obtuvo la información necesaria para establecer si las condiciones actuales de operación se corresponden con las condiciones operacionales de diseño. Para ello se recopilamos especificaciones de diseño del intercambiador catiónico, así como datos sobre el flujo de agua cruda al sistema, concentración de regenerante, ciclos de producción y tiempo de duración de cada etapa de regeneración, para lo cual se realizó un estudio de elución.

##### 3.1.1 Recopilación de los datos de diseño y de operación real del intercambiador catiónico.

En primer lugar, se realizó un levantamiento de la información sobre los datos operacionales de diseño del intercambiador catiónico 31-V-001A, la cual fue obtenida de la hoja de datos del equipo y se muestran en la siguiente tabla.

**Tabla 3.1. Datos de diseño del intercambiador catiónico 31-V-001A**

<b>Parámetro</b>	<b>Valor de Diseño</b>
Altura del lecho (m)	1,80
Volumen de resina (pie <sup>3</sup> )	449,14
Flujo de operación (m <sup>3</sup> /h)	216,00
Flujo de enjuague lento (m <sup>3</sup> /h)	60,00
Flujo de enjuague rápido (m <sup>3</sup> /h)	90,00

**Tabla 3.1. Datos de diseño del intercambiador catiónico 31-V-001A (continuación).**

Flujo de servicio por volumen de resina (gpm/pie <sup>3</sup> )	2,15
Flujo de regeneración a diferentes concentraciones por volumen de resina (gpm/pie <sup>3</sup> )	0,88 (etapa al 1 % p/p H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
	0,88 (etapa al 2 % p/p H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
	0,59 (etapa al 3 % p/p H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
Flujo de enjuague lento por volumen de resina (gpm/pie <sup>3</sup> )	0,59
Flujo de enjuague rápido por volumen de resina (gpm/pie <sup>3</sup> )	0,88

Adicionalmente, se realizaron las mediciones de estos parámetros a las condiciones reales de operación mediante el registro de flujo, desde el panel de control, a través del transmisor de flujo 31-FIC-7231, durante cada etapa de regeneración. Estos valores se muestran en la tabla 4.1.

### 3.1.2 Estudio de elución

Seguidamente, se procedió a la saturación de la resina catiónica con respecto al tiempo (estudio de elución) durante su regeneración. Esto se realizó haciendo un muestreo desde el inicio de la inyección de la solución regenerante, incluyendo el proceso de enjuagado lento y el enjuagado rápido. Estas muestras se captaron tanto en la entrada como en la salida del intercambiador catiónico (31-V-001A), con el fin de determinar la concentración de ácido sulfúrico correspondiente. El método analítico para esta determinación se muestra en el anexo A.

La concentración de ácido tanto en la entrada como en la salida del intercambiador catiónico para las muestras captadas, se presenta en la tabla 4.2.

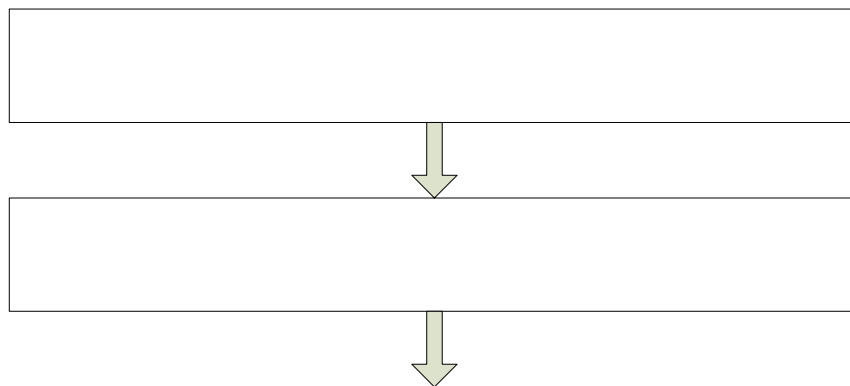


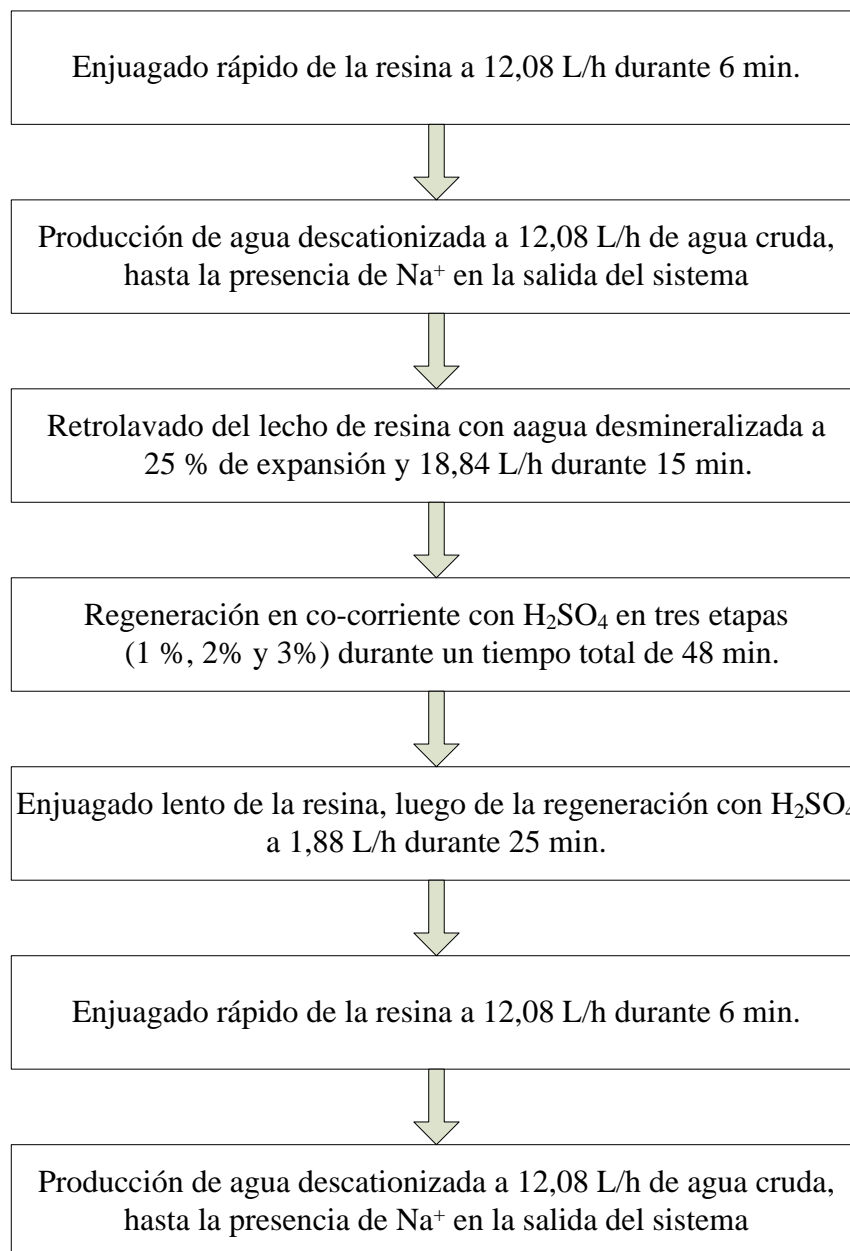
Adicionalmente, se graficaron estos valores en función del tiempo obteniéndose en primer lugar el gráfico de concentración de regenerante (figura 4.1), con la cual se verificó el comportamiento de la concentración de la solución regenerante y además, se construyó la curva de elución (figura 4.2), la cual permitió evaluar el proceso de saturación de la resina durante la regeneración.

### **3.2 Determinación experimental de la eficiencia de regeneración de la resina catiónica utilizando HCl y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

En esta etapa se determinó experimentalmente el desempeño de la resina catiónica, en términos de tiempo de recorrido y volumen de agua desmineralizada producida, una vez regenerada en un primer ensayo con ácido clorhídrico y en un segundo ensayo con ácido sulfúrico. Para ello se instaló un sistema piloto de regeneración (ver anexo B) a través del cual se hizo pasar un flujo predeterminado de ácido regenerante y luego agua cruda, tomando en cuenta la velocidad espacial, flujo volumétrico y volumen de resina equivalentes para reproducir, a escala de laboratorio, las condiciones reales de operación de la planta.

El diagrama de flujo para el procedimiento experimental se muestra a continuación:





### 3.2.1 Regeneración de la resina con HCl

Para la estimación de los parámetros de regeneración con HCl se consideró una concentración de 5%; una tasa de flujo igual a 5 veces el volumen de resina utilizado

en el sistema piloto y una masa de ácido por volumen de resina de 200 g/L. De esta manera, las condiciones de regeneración estimadas fueron de 1,88 L/h y 50 minutos para el flujo y el tiempo de contacto, respectivamente (ver anexo C). Luego se determinó la concentración real de acidez mineral libre (AML) para la solución de HCl preparada, utilizando el método establecido en el laboratorio (anexo D), resultando aproximadamente 8,6 %.

Así mismo, el método de regeneración utilizado fue el de co-corriente, el cual consistió en hacer pasar el regenerante diluido a través de la columna de resina desde el tope hacia el fondo, en la misma dirección del flujo de agua de servicio. Para ello previamente se hizo pasar agua desmineralizada a través del lecho, el cual fue determinado utilizando el método del cilindro y el cronómetro, para luego establecer una apertura fija en la válvula de drenaje. Durante la regeneración, se realizaron varias comprobaciones del flujo.

En esta etapa de regeneración con HCl se captaron muestras en la salida del sistema, a las cuales se les analizó la acidez mineral libre (AML). Los resultados obtenidos se presentan en la tabla 4.3, donde se muestra el valor de AML y el tiempo de captación de cada muestra. Así mismo, se determinó AML de la solución de HCl utilizado como regenerante, a fin de tener un valor de referencia que permitiera evaluar el curso de la regeneración.

### **3.2.2 Enjuagado lento luego de la regeneración con HCl**

Luego de la regeneración de la resina, se realizó el enjuagado lento de la misma con la finalidad de desalojar la solución ácida remanente en el lecho catiónico. El volumen de agua desmineralizada para el enjuagado lento se determinó según las recomendaciones del fabricante de la resina, mediante la siguiente expresión:

$$V_{EL} = 2 BV \quad (\text{Ec.3.1})$$

Donde:

$V_{EL}$ : Es el volumen de agua desmineralizada para el enjuagado lento en  $m^3$

$BV$ : Es el volumen del lecho catiónico en  $m^3$

Para el sistema piloto, el volumen de resina utilizado es de  $BV = 3,77 \times 10^{-4} m^3$ .

Entonces:

$$V_{EL} = 2 \times 3,77 \times 10^{-4} m^3$$

$$V_{EL} = 7,54 \times 10^{-4} m^3 = 0,75 L$$

Según las mejores prácticas, el enjuagado lento de la resina debe realizarse al flujo de regeneración (FR), el cual es de 1,88 L/h para este sistema.

Con este flujo y el  $V_{EL}$  calculado anteriormente, se determina el tiempo estimado para el enjuagado lento, mediante la siguiente expresión:

$$t_{EL} = \frac{V_{EL}}{FR} \quad (\text{Ec.3.2})$$

$$t_{EL} = \frac{0,75 L}{1,88 L/h} \times \frac{60 \text{ min}}{1 h} = 25 \text{ min}$$

De esta manera, se realizó el enjuagado lento de la resina catiónica utilizando agua desmineralizada a un flujo de 1,88 L/h por un tiempo de 25 minutos, durante el cual se capturaron muestras para la determinación de AML cuyos resultados se muestran en la tabla 4.4

### 3.2.3 Enjuagado rápido luego de la regeneración con HCl

El flujo de enjuagado rápido se determinó mediante la expresión sugerida por el fabricante de la resina, estableciendo que:

$$V_{ER} = 3 BV \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Donde:  $V_{ER}$ : Es el volumen de agua desmineralizada para el enjuagado rápido

BV: Es el volumen del lecho catiónico en  $m^3$

$$V_{ER} = 3 \times 3,77 \times 10^{-4} m^3$$

$$V_{ER} = 1,13 \times 10^{-3} m^3 = 1,13 L$$

Para el enjuagado rápido, las mejores prácticas sugieren que éste debe realizarse a una tasa de flujo igual a la de producción de agua descationizada (FS), la cual es de 12,08 L/h para este sistema.

Con este flujo y el  $V_{ER}$  calculado anteriormente, se estimó el tiempo para el enjuagado rápido:

$$t_{ER} = \frac{V_{ER}}{FS} \quad (\text{Ec.3.4})$$

$$t_{ER} = \frac{1,13 L}{12,08 L/h} \times \frac{60 \text{ min}}{1 h} = 5,6 \text{ min}$$

De esta manera, se realizó el enjuagado rápido de la resina catiónica utilizando agua desmineralizada a un flujo de 12,08 L/h por un tiempo de 6 minutos, durante el cual se captaron muestras para la determinación de AML cuyos resultados se muestran en la tabla 4.5

### 3.2.4 Estimación del flujo de servicio

Antes de iniciar esta fase se estimó el volumen de agua cruda requerido para agotar el volumen de resina del sistema piloto. Para ello se realizaron cálculos que consideran tanto datos teóricos de la resina, como datos de la caracterización del agua cruda. De esta manera, el volumen estimado de agua cruda necesario para agotar la resina (SR) fue de 135,54 L.

Así mismo, se utilizó el rango de la velocidad cinética (2-4 gpm/pie<sup>3</sup>) para establecer el flujo de agua de servicio a través del lecho de resina. Bajo este criterio, el rango del flujo de servicio (FS) para el sistema piloto es de 6,04 a 12,08 L/h. y el mayor valor de FS (12,08 L/h), permitieron estimar el tiempo (t) de agotamiento de la resina, el cual resultó de 11,22 h (ver anexo E).

Finalmente, se construyó la curva de calibración del flujómetro (ver anexo F), obteniendo una ecuación lineal de expresión  $y = 0,6026 x + 5,288$  donde  $y$  es el flujo en L/h y  $x$  es la lectura del instrumento expresada en %.

A partir de los datos anteriores, se realizó la primera corrida de producción de agua descationizada a través del lecho de resina catiónica.

### 3.2.5 Producción de agua descationizada luego de la regeneración con HCl

Una vez culminadas las etapas de enjuagado, la resina está en condiciones de intercambiar cationes por iones hidronio, por lo que se procedió a producir agua descationizada haciendo pasar un flujo de agua cruda de 12 L/h aproximadamente, tal como se mencionó en el punto 3.2.4.

En esta experiencia, se captó una muestra en el agua cruda de entrada al sistema y adicionalmente se capturaron muestras en la salida de la columna de resina, cada hora durante el proceso de producción, a las cuales se le determinó el contenido de sodio

(Na<sup>+</sup>) expresado en ppm. Estos análisis se realizaron en el laboratorio de Fertinitro, utilizando el equipo de absorción atómica, a través del procedimiento descrito en el anexo G. Los resultados se muestran en la tabla 4.6.

En función de lo antes expuesto, se determinó el volumen de agua descationizada producido para esta corrida mediante la siguiente expresión:

$$V_p = FS \times t_f \quad (\text{Ec. 3.5})$$

Donde:

$V_p$  = Volumen de agua descationizada producida en L

FS= Flujo de servicio en L/h

$t_f$  = Tiempo de servicio (en h) hasta la fuga de sodio.

$$V_p = 12,08 \frac{L}{h} \times 11h = 133,88 L$$

### 3.2.6 Retrolavado de la resina

El retrolavado se realizó haciendo pasar agua desmineralizada a través del lecho de resina, desde el fondo hacia el tope de la columna.

Haciendo uso de la hoja de datos de la resina (anexo H), donde se muestra la gráfica del porcentaje de expansión del lecho en función del flujo de retrolavado a diferentes temperaturas, se estimó el flujo de retrolavado requerido para expandir el lecho. Debido a limitaciones en el volumen libre de la columna (por encima del nivel del lecho), se estableció como criterio la expansión en 25% a la temperatura de operación (40°C), obteniendo un flujo de retrolavado de 18,84 L/h (ver anexo I).

Para realizar el retrolavado, fue necesario remover la tapa superior de la columna de resina (ver anexo J), debido a que la misma está provista de un filtro mecánico (sólido poroso) que impedía desalojar las partículas depositadas en el lecho.

Esta etapa se llevó a cabo durante 15 minutos y se captaron muestras cada 5 minutos para la determinación de la turbidez, a través del método descrito en el anexo K. La tabla 4.7 muestra estos resultados.

### **3.2.7 Regeneración de la resina con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Siguiendo el procedimiento de regeneración con ácido sulfúrico, aplicado para el sistema real, se realizó la regeneración de la resina del sistema piloto. Este procedimiento consiste en llevar a cabo la regeneración en tres pasos a concentraciones diferentes para disminuir el riesgo de formación de sulfato de calcio (CaSO<sub>4</sub>), el cual precipita afectando sitios activos de la resina, ocasionando pérdida de capacidad de intercambio.

Al igual que en la regeneración con HCl, en esta experiencia se realizó la regeneración de en co-corriente y forma manual.

Para establecer el flujo correspondiente a cada etapa, se siguieron las indicaciones del fabricante de la resina, el cual recomienda un flujo de 4 a 12 veces el volumen de resina por hora, para las tres concentraciones durante un tiempo total de 48 minutos (El cálculo se muestra en el anexo L).



Las concentraciones teóricas de las soluciones de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  preparadas fueron de 1% para el primer paso; 2% para el segundo paso y 3% para el tercer paso. Así mismo, el tiempo de cada fase se estableció de forma tal que se ajustara lo más posible a las condiciones reales. En cada caso se tomaron muestras en la salida de la columna de resina a las que se les determinó la acidez mineral libre, cuyos resultados se muestran en la tabla 4.8.

### **3.2.8 Enjuagado lento luego de la regeneración con $\text{H}_2\text{SO}_4$**

Al igual que en la regeneración con ácido clorhídrico, en esta experiencia se realizó el enjuagado lento de la resina. Para las estimaciones del volumen de agua y del tiempo de enjuagado lento, se utilizaron las mismas expresiones que en el punto 3.2.2, cuyos valores son 0,75 L y 25 minutos respectivamente. Así mismo, el flujo de enjuagado es de 1,88 L/h. Durante esta etapa se captaron muestras para la determinación de AML cuyos resultados se presentan en la tabla 4.9.

### **3.2.9 Enjuagado rápido luego de la regeneración con $\text{H}_2\text{SO}_4$**

Empleando las mismas expresiones utilizadas en el punto 3.2.3 para la estimación del volumen y tiempo, se realizó el enjuagado lento a una razón aproximada de 12 L/h durante 6 minutos, captándose muestras cuyos resultados se presentan en la tabla 4.10.

### **3.2.10 Producción de agua descationizada luego de la regeneración con $\text{H}_2\text{SO}_4$**

La producción de agua descationizada para esta fase se realizó bajo las mismas condiciones de flujo que las establecidas en el punto 3.2.4 (12 L/h aproximadamente).

De igual forma, se captaron muestras en la entrada y salida del sistema para la determinación del contenido de sodio, cuyos resultados son mostrados en la tabla 4.11.

Estos valores se representan gráficamente en la figura 4.5, donde se muestra el comportamiento del contenido de sodio en función del tiempo.

Así mismo, el volumen de agua descationizada producida durante esta corrida, se determinó mediante la ecuación 3.5, obteniendo como resultado 120,80 L.

### **3.3 Diagrama de flujo de proceso propuesto para el sistema alternativo de regeneración con HCl**

En esta etapa se elaboró un diagrama de flujo de procesos (DFP), a partir del diagrama existente para el sistema real. Al mismo se le adicionó el eductor y el tanque propuestos para realizar la regeneración de la resina catiónica con HCl y se identificaron las corrientes involucradas en el proceso de regeneración (ver figura 4.6). Adicionalmente, se determinó el flujo de agua desmineralizada, así como el flujo de HCl a la concentración comercial (30% v/v), necesarios para obtener el flujo de solución diluida a ser utilizada en una regeneración del intercambiador catiónico 31-V-001 A/B. De igual manera, se determinaron los flujos de enjuagado lento y enjuagado rápido para este sistema (ver anexo M), considerando la capacidad de flujo de agua desmineralizada instalada en el sistema real.

Dichas determinaciones se basaron en los resultados obtenidos durante las experiencias realizadas en el sistema piloto, mediante balance de masa, adaptados al volumen de resina contenido en el equipo de intercambio catiónico del sistema real (13,35 m<sup>3</sup> de resina catiónica fuerte en forma H<sup>+</sup>).

En la tabla 4.12 se muestran las condiciones de las corrientes relacionadas a la regeneración con HCl. Así mismo, se hace la comparación entre las condiciones de regeneración con HCl y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (tabla 4.13). Finalmente, en la tabla 4.14 se muestran

las condiciones del agua desmineralizada requerida para los enjuagados lento y rápido del sistema de intercambio catiónico real con ambos regenerantes.

### **3.4 Evaluación económica del sistema de regeneración con HCl y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> como regenerantes de la resina catiónica**

#### **3.4.1 Estimación de costo total de inversión**

En el diagrama de flujo de proceso para el sistema alternativo de regeneración con HCl (Figura 4.6) se consideró que los equipos principales involucrados en dicha propuesta, corresponden al tanque de almacenamiento (31-T-004) y el eductor de dosificación de HCl al 30 % (31-E-009).

Para la evaluación económica de este sistema, en primer lugar se estimó el costo directo de los equipos principales antes mencionados.

Según la ficha técnica del HCl (ver anexo N), el material de construcción para tanques de almacenamiento de HCl debe ser de fibra de vidrio o de metal con recubrimiento de goma, ya que el contacto de este ácido con el metal causa corrosión severa y desprendimiento de hidrógeno. Debido a que el funcionamiento de este sistema supone instalaciones de instrumentación y accesorios, que generalmente son costosos cuando están fabricados en materiales no metálicos, se tomó como referencia un tanque de acero al carbono con recubrimiento interno de goma (Tabla 1 anexo O); mientras que para la inyección de HCl 30% se tomó como referencia un eductor con capacidad de 25 MLb/h (Tabla 2 anexo O).

En la estimación del costo directo de campo (CDC), se aplicó el método manual de de factores de estimación por equipo, como se explica a continuación:

- a. Determinar el costo del equipo, por interpolación si es necesario, a partir de los datos generados por el programa EXPONE (tabulados en el anexo O).
- b. Determinar el factor de CDC apropiado (también por interpolación si es necesario) a partir de los datos tabulados (anexo O).
- c. Multiplicar el costo del equipo obtenido en el punto a. por el factor CDC, determinado en el punto b.
- d. Determinar el costo de labor y el costo de materiales, aplicando el porcentaje respectivo. (indicado en el anexo O).
- e. Sumar el costo de labor y el costo de materiales, al costo actualizado del equipo en cuestión.

Para el caso del tanque de almacenamiento de HCl, el costo actualizado se obtuvo utilizando los índices de Marshall & Swift (tablas 2,3 y 2,4) y la relación de costo-capacidad por interpolación utilizando los datos suministrados en la tabla 1 del anexo O; mientras que para el caso del educor, el costo actualizado también se estimó utilizando los índices de Marshall & Swift pero, para la relación de costo- capacidad, se empleó la ecuación 2.5. De esta forma se obtuvo el costo de cada equipo a la capacidad requerida.

Finalmente, el costo total de inversión para este sistema, se determinó por la sumatoria de los costos directos de campo de cada equipo, multiplicando el resultado por un factor de 1,8 comúnmente utilizado en estimaciones de costos de orden de magnitud, para incluir así los costos indirectos asociados a la instalación del sistema propuesto.

Los cálculos relacionados con la estimación del costo total de inversión, se muestran en el anexo P.

### **3.4.1 Estimación de costos de operación**

Seguidamente, se hizo una estimación de los costos operativos relacionados con la cantidad de ácido y agua desmineralizada, requeridos para una regeneración de la resina catiónica con HCl.

Para la determinación del costo del ácido clorhídrico, se solicitó referencias del precio promedio para el año 2009 de la tonelada de este insumo a una empresa comercializadora de productos químicos; mientras que el costo de un metro cúbico de agua desmineralizada, se obtuvo a partir de la evaluación económica recientemente hecha para un proyecto de producción de 220 m<sup>3</sup>/h de agua desmineralizada, que se estima instalar en el complejo Petroquímico José Antonio Anzoátegui.

#### **3.4.2 Evaluación de la factibilidad económica**

Finalmente, se realizó la evaluación de la factibilidad económica, en términos de los beneficios que representa el sistema alternativo de regeneración del intercambiador catiónico, utilizando HCl como regenerante.

Para ello se estimaron las pérdidas económicas generadas por un eventual paro de planta ante la suspensión en la producción de agua desmineralizada, al no realizarse la regeneración de la resina catiónica por indisponibilidad de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Para esta estimación se consideraron cinco días de pérdida de producción de amoníaco y urea, tomando en cuenta el tiempo requerido para la puesta en marcha de las plantas, a partir del restablecimiento en la producción de agua desmineralizada. Así mismo, se utilizó el precio internacional promedio del año 2009, tanto para la tonelada de urea como para la tonelada de amoníaco, correspondiente a los productores del Caribe (ver anexo R).

**CAPITULO IV**  
**ANÁLISIS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

**4.1 Comparación de las condiciones del intercambiador catiónico con las con las condiciones de diseño**

En la tabla 4.1 se muestran los valores de los parámetros que permiten evaluar el comportamiento del sistema real con respecto a las condiciones de diseño, en términos hidráulicos, durante las diferentes etapas de producción, regeneración y enjuagados del intercambiador catiónico 31-V-001A.

**Tabla 4.1 Datos operacionales de diseño y reales correspondientes al intercambiador catiónico 31-V-001A**

<b>Parámetro</b>	<b>Diseño</b>	<b>Real</b>
Altura del lecho (m)	1,80	1,89
Volumen de resina (pie <sup>3</sup> )	449,14	471,60
Flujo de operación (m <sup>3</sup> /h)	216,00	180,00
Flujo de enjuague lento (m <sup>3</sup> /h)	60,00	60,00
Flujo de enjuague rápido (m <sup>3</sup> /h)	90,00	90,00

**Tabla 4.1 Datos operacionales de diseño y reales correspondientes al intercambiador catiónico 31-V-001A (continuación).**

Velocidad cinética (Flujo de servicio por volumen de resina en gpm/pie <sup>3</sup> )	2,15	1,68
Flujo de regeneración a diferentes concentraciones por volumen de resina (gpm/pie <sup>3</sup> )	0,88 (etapa al 1 % p/p H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	0,84 (etapa al 0,88 % p/p H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
	0,88 (etapa al 2 % p/p H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	0,84 (etapa al 2,24 % p/p H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
	0,59 (etapa al 3 % p/p H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	0,56 (etapa al 3,53 % p/p H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )
Flujo de enjuague lento por volumen de resina (gpm/pie <sup>3</sup> )	0,59	0,56
Flujo de enjuague rápido por volumen de resina (gpm/pie <sup>3</sup> )	0,88	0,84

Como se observa en la tabla anterior, el flujo real de operación es mucho menor al flujo de diseño. Para comparar estos valores se determinó el porcentaje de diferencia mediante la siguiente expresión:

$$Df = \frac{Fr - Fd}{Fd} \times 100$$

(Ec.4.1)

Donde:

*Df*: Diferencia de flujo, %.

*Fd*: Flujo de diseño, m<sup>3</sup>/h.

*Fr*: Flujo real de operación, m<sup>3</sup>/h.

Sustituyendo los valores de la tabla 4.1 para los flujos de operación real y de diseño, respectivamente:

$$Df = \frac{180 \text{ m}^3/\text{h} - 216 \text{ m}^3/\text{h}}{216 \text{ m}^3/\text{h}} \times 100$$

$$Df = - 16,67\%$$

De esta manera se tiene que el flujo real de operación del intercambiador catiónico se encuentra por debajo del flujo de operación de diseño en un 16,67 %, por lo que el flujo de servicio real también es menor que el de diseño.

Por otra parte, se determinó la velocidad cinética para el sistema real mediante la siguiente relación:

$$v_c = \frac{Fr}{Vr}$$

(Ec. 4.2)

Donde:

$v_c$ : Velocidad cinética en  $\text{gpm}/\text{pie}^3$

$Fr$ : Flujo real de operación en  $\text{gpm}$

$Vr$ : Volumen de resina en  $\text{pie}^3$

$$Fr = 180 \text{ m}^3/\text{h} = 792,5 \text{ gpm}$$

$$Vr = 471,6 \text{ pie}^3$$

Sustituyendo estos valores en Ec.4.2 se tiene:

$$v_c = \frac{792,5 \text{ gpm}}{471,6 \text{ pie}^3}$$

$$v_c = 1,68 \text{ gpm}/\text{pie}^3$$

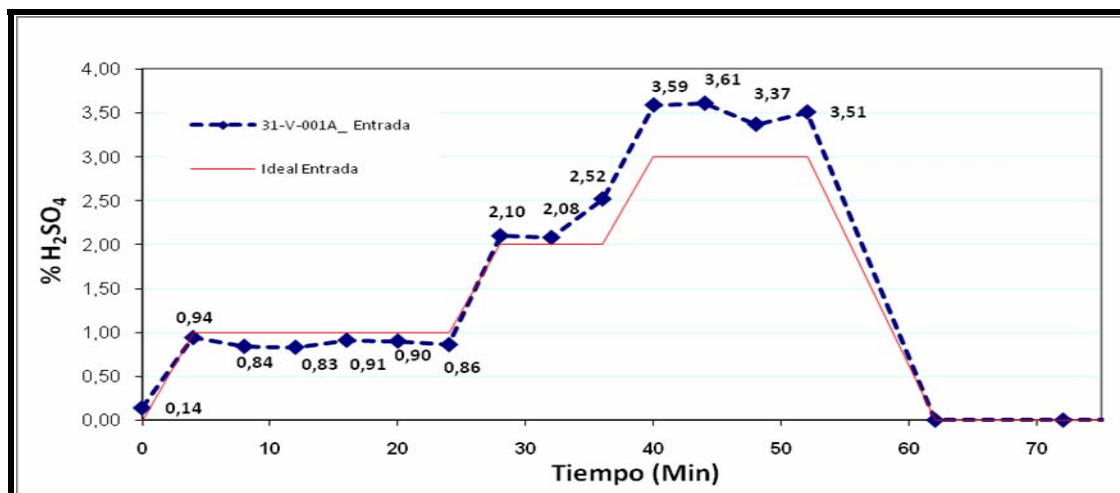


Este valor se encuentra por debajo de la velocidad cinética establecido por las mejores prácticas de diseño (2 a 4 gpm/pie<sup>3</sup>), lo cual ocasiona canalización en el lecho de resina y por consiguiente una disminución en la capacidad de intercambio del sistema.

En la tabla 4.2 se muestran los valores de concentración de ácido sulfúrico, tanto en la entrada como en la salida del intercambiador catiónico durante la etapa de regeneración, utilizados para la construcción de las curvas correspondientes al estudio de elución.

**Tabla 4.2. Concentración de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en la entrada y salida del intercambiador catiónico 31-V-001A y tiempo de captación de cada muestra**

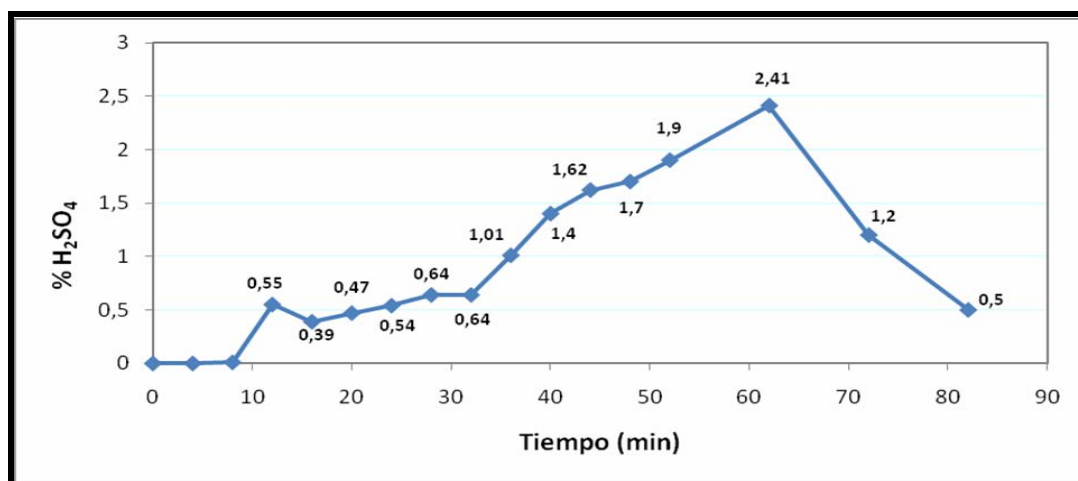
<b>Muestra</b>	<b>Tiempo (min)</b>	<b>Concentración H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (% p/p) Entrada</b>	<b>Concentración H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (% p/p) Salida</b>
0	0	0,14	0,00
1	4	0,94	0,00
2	8	0,84	0,01
3	12	0,84	0,55
4	16	0,91	0,39
5	20	0,90	0,47
6	24	0,86	0,54
7	28	2,10	0,64
8	32	2,08	0,64
9	36	2,53	1,01
10	40	3,59	1,40
11	44	3,62	1,62
12	48	3,38	1,70
13	52	3,52	1,90
14	62	0,00	2,41
15	72	0,00	1,20
16	82	0,00	0,50



**Figura 4.1. Concentración de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en la entrada del lecho catiónico 31-V-001-A**

En la figura 4.1 se graficó la concentración real del ácido sulfúrico en la entrada del lecho catiónico (color azul), así como la curva ideal de la concentración de la solución regenerante (color rojo). En esta figura se observa que la concentración real presenta un comportamiento similar al de la concentración ideal, mostrando tres zonas bien definidas correspondientes a las tres etapas de regeneración de la resina catiónica a distintas concentraciones cuando se regenera con ácido sulfúrico (1 %; 2% y 3% para el caso ideal), minimizando así la posibilidad de incrustaciones en la resina por la formación de sulfato de calcio. Adicionalmente, se aprecia que el tiempo real de inyección de regenerante durante cada etapa, se asemeja al tiempo preestablecido indicando que la captación de las muestras se realizó correctamente.

Lo anteriormente expuesto permite inferir que el proceso de regeneración de la resina catiónica, por lo menos en su fase de inyección de regenerante, se realiza de acuerdo a lo preestablecido en el diseño de este sistema, evidenciando que las aperturas de las válvulas; las carreras de las bombas y la lógica de control (PLC), relacionados al sistema de dosificación de solución regenerante, están operando de manera adecuada.



**Figura 4.2. Grafico de la curva de elución. Salida del lecho catiónico 31-V-001-A**

En la figura 4.2 se graficó la concentración del ácido sulfúrico en el eluido del lecho catiónico durante la regeneración. En ésta se comienza a detectar ácido luego de 10 minutos de haber iniciado el proceso de regeneración, debido al tiempo de recorrido de la solución regenerante a través del lecho de resina. Después de este lapso, se alcanzaron concentraciones menores a 1% durante 30 minutos aproximadamente, coincidiendo con la primera etapa de inyección de regenerante. Luego se observa un incremento sostenido en la concentración a partir del minuto 35 aproximadamente durante las siguientes dos etapas de regeneración (al 2 y 3% de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, respectivamente), hasta alcanzar una concentración menor al 2%. En esta sección de la curva no se aprecia el paso entre las etapas de regeneración.

El hecho de que en el eluido no se alcanzaran valores cercanos a la concentración de regenerante suministrado en cada etapa, evidencia el intercambio iónico entre la solución ácida y la resina, pero con regeneración parcial de la misma.

Finalmente, el máximo valor observado para la concentración (2,41 %) corresponde al desalajo del excedente de regenerante debido al inicio de las etapas de enjuagado.

## **4.2 Determinación experimental de la eficiencia de regeneración de la resina catiónica utilizando HCl y H<sub>2</sub>SC<sub>4</sub>**

### **4.2.1 Regeneración de la resina con HCl**

Para el HCl utilizado como regenerante se determinó la acidez mineral libre (AML) mediante el procedimiento descrito en el anexo D, cuyo valor es de 86.648 ppm. Éste presenta diferencia con la concentración teórica del mismo, ya que para una concentración de 5 % v/v

de ácido, su equivalente en AML es de 50.000 ppm. Esto indica que la solución de ácido utilizada tiene una concentración mayor a la calculada.

Las razones fundamentales que explican esta situación se mencionan a continuación:

- El recipiente de HCl disponible en el laboratorio indica una concentración del 36 % con un margen de  $\pm 1$  %, lo cual influye en la determinación del volumen inicial requerido en la preparación de la solución.
- Cuando se preparan volúmenes importantes de solución (10 L para este caso), el error de precisión de los instrumentos utilizados (cilindros graduados, beaker, entre otros), es mayor que los utilizados en la preparación de pequeños volúmenes.

Según indicaciones de los fabricantes de la resina catiónica, el rango de concentración óptimo para la regeneración con ácido clorhídrico está entre 5 y 10 % v/v, por lo que la solución utilizada en esta corrida se considera adecuada con 86648 ppm de AML (8,6 %).

**Tabla 4.3 Acidez mineral libre (AML) en la salida de la resina catiónica. Regeneración con HCl al 8,6% v/v**

Muestra	Tiempo (min)	AML (ppm)
01	15	72.123
02	30	77.636
03	40	74.991
04	50	80.020

A partir de la muestra 01, las concentraciones alcanzadas se encuentran por debajo de la concentración de la solución regenerante, lo cual evidencia el intercambio de iones  $H^+$  de ésta con la resina catiónica. Así mismo, se observa un incremento en la AML a medida que se avanza en el proceso de regeneración, con tendencia a alcanzar una concentración cercana a la del ácido clorhídrico. Este comportamiento corresponde con lo esperado, ya que durante el proceso de regeneración, el intercambio iónico se produce hasta alcanzar la saturación del lecho, momento en el cual se esperaría que se igualara la AML de entrada con la AML de salida del lecho. No obstante, las mejores prácticas establecen como criterio para culminar el proceso de regeneración, un tiempo suficiente para que ingrese al sistema la masa de ácido regenerante requerida. Por lo general, para la mayoría de los sistemas de resinas catiónicas de ácido fuerte en la forma hidrógeno, este tiempo es de 30 minutos. Debido a los valores de

AML obtenidos y a que el tiempo de esta corrida fue de 50 minutos, se considera completa la regeneración.

#### 4.2.2 Enjuagado lento luego de la regeneración con HCl

**Tabla 4.4 Acidez mineral libre (AML) durante la etapa de enjuagado lento luego de la regeneración con HCl**

Muestra	Tiempo (min)	AML (ppm)
01	04	2547,22
02	15	203,62
03	20	39,69
04	25	25,17

En la tabla 4.4 se muestra que, después de 4 minutos de haber iniciado el enjuagado lento de la resina, la acidez mineral libre en el efluente disminuyó considerablemente con respecto al último valor obtenido durante la regeneración (80.020 ppm). Esto se debe al desplazamiento del exceso de ácido en el lecho catiónico, por la acción del flujo de agua desmineralizada. Así mismo, se aprecia la disminución de la acidez a medida que se avanza en el enjuagado, hasta alcanzar 25,17 ppm para el minuto 25 del enjuagado, lo cual es indicativo de la remoción de gran parte de la solución ácida remanente en el sistema.

Los valores mostrados en la tabla permiten constatar que el criterio utilizado para la estimación del flujo y el tiempo del enjuagado, son adecuados para la regeneración de este sistema con HCl. Sin embargo, como se esperaba, este valor de acidez mineral libre alcanzado con el enjuagado lento se considera alto como para comenzar la producción de agua descationizada, por lo que se procedió a realizar el enjuagado rápido de la resina catiónica.

### 4.2.3 Enjuagado rápido luego de la regeneración con HCl

**Tabla 4.5 Acidez mineral libre durante la etapa de enjuagado rápido**

<b>Muestra</b>	<b>Tiempo (min)</b>	<b>AML (ppm)</b>
01	03	5,45
02	06	4,77

En la tabla 4.5 se observa que al minuto 03 de haber iniciado el enjuagado rápido, la acidez mineral libre disminuyó considerablemente con respecto al último valor alcanzado con el enjuagado lento (25,17 ppm). Esto se debe a que el flujo en esta etapa es mucho mayor que en la anterior. No obstante, esta diferencia no se aprecia entre las dos muestras captadas durante la etapa de enjuagado rápido, al observar que ambos valores de AML son cercanos. A pesar de que teóricamente se esperaría cero acidez mineral libre en el efluente al desalojar toda la solución ácida del lecho de resina, por el hecho de utilizar agua desmineralizada, esto tomaría mucho tiempo y un gran gasto de agua, ya que difícilmente se disponga de agua totalmente desmineralizada, por lo que siempre la resina estará intercambiando iones hidronio. Sin embargo, valores por debajo de 10 ppm para la AML son aceptados como buen criterio para detener la etapa de enjuagado.

Con lo anteriormente expuesto, se considera que los flujos y tiempos estimados para las etapas de enjuagado lento y enjuagado rápido, son adecuados para este sistema.

### 4.2.4 Producción de agua descationizada luego de la regeneración con HCl

Desde el inicio de la alimentación de agua cruda al sistema, se observó la formación de una capa de color amarillento y de aspecto fangoso en la superficie de la resina, que luego se extendió a lo largo de la columna hasta aproximadamente un 30 %.

**Tabla 4.6 Contenido de sodio en la salida del lecho catiónico, durante la producción de agua descationizada**

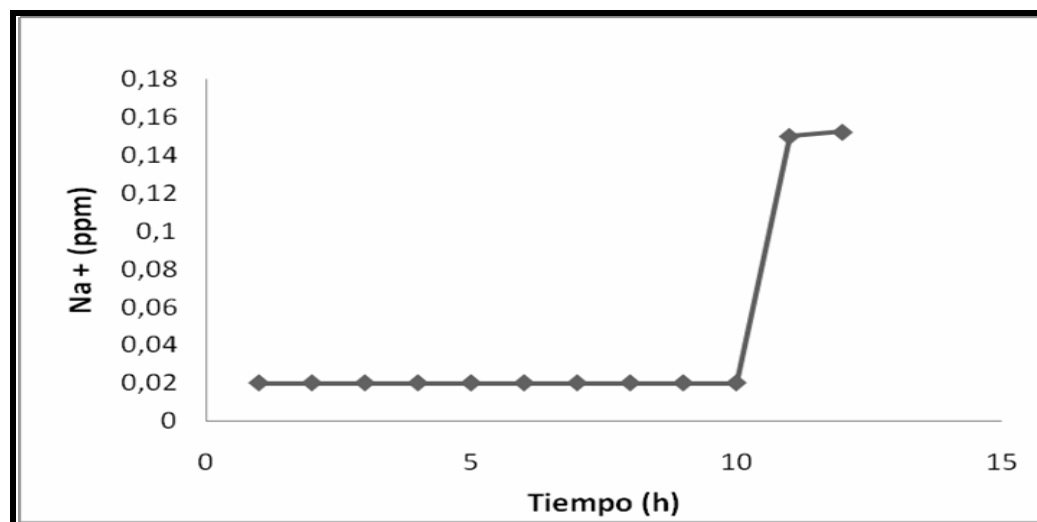
<b>Muestra</b>	<b>Tiempo (h)</b>	<b>Na<sup>+</sup> (ppm)</b>
Entrada	0	5,4870
01	1	< 0,02
02	2	< 0,02
03	3	< 0,02
04	4	< 0,02
05	5	< 0,02
06	6	< 0,02
07	7	< 0,02
08	8	< 0,02
09	9	< 0,02
10	10	< 0,02
11	11	0,1502
12	12	0,1524

El contenido de sodio que presenta la muestra de entrada de agua cruda al sistema es mayor que el promedio de este parámetro registrado en la data histórica (3,81 ppm) mostrado en el anexo E, aunque se encuentra dentro del rango permitido (< 50 ppm). Este valor constituye una referencia para verificar el proceso de intercambio.

Luego de la primera hora de producción y durante las siguientes diez horas, se aprecia una disminución considerable en el contenido de Na<sup>+</sup> en la salida de la columna con respecto a la entrada, lo cual evidencia el intercambio catiónico en la resina, mostrándose valores incluso por debajo del límite de detección del equipo de absorción atómica. Finalmente, a partir de la onceava hora de producción, se comienza a detectar fuga de sodio, alcanzando un valor superior a 0,02 ppm.

Para constatar la fuga de sodio, se mantuvo la producción durante una hora adicional (muestra 12), registrando nuevamente la presencia de sodio en la salida del sistema. Esto indica el agotamiento de la resina. Es importante señalar que el criterio para considerar agotada la

resina de intercambio catiónico, es la presencia de sodio en el efluente, ya que debido a la escala de selectividad este ion es el que forma el enlace más débil en la resina y es desplazado más fácilmente, fugando del lecho.



**Figura 4.3 Concentración de Na<sup>+</sup> en el efluente durante la producción de agua descationizada, en función del tiempo**

En la figura 4.3 se graficó la concentración de iones sodio presentes en la salida del lecho catiónico, durante la producción de agua descationizada. Esta curva muestra un comportamiento similar al de una curva de ruptura teórica, presentando una zona inicial con concentraciones cercanas a cero debido a la adsorción que se produce en el lecho de resina. Luego, aproximadamente en la hora 10, representando éste el punto de ruptura, la curva se incrementa bruscamente para posteriormente adoptar una tendencia a incrementar. El incremento brusco observado indica que la zona de transferencia de materia es estrecha con relación a la longitud del lecho, por lo que se afirma entonces que es utilizada la mayor parte de la capacidad del sólido hasta el punto de ruptura. Esto confirma que las dimensiones de la columna de resina son adecuadas para la realización de esta experiencia.

Antes de iniciar la etapa de regeneración, se procedió al retrolavado de la misma con agua desmineralizada.



#### 4.2.5 Retrolavado de la resina

**Tabla 4.7. Turbidez en el agua de retrolavado en la salida del intercambiador catiónico del sistema piloto. Tiempo de captación de cada muestra**

Muestra	Tiempo (min)	Turbidez (NTU)
01	0	243,40
02	5	29,91
03	10	27,64
04	15	23,60

La muestra 01 presentó una turbidez mucho mayor con respecto al resto. Esto se debió a que el efluente captado en esta muestra correspondía a la parte superior del lecho de resina, donde se encontraba una gran cantidad de sólidos depositados durante la etapa de producción de agua descationizada (ver anexo J). Esto evidencia que el lecho de resina presenta un comportamiento similar al de un filtro de arena, reteniendo las partículas suspendidas contenidas en el agua cruda, que logran pasar a través del filtro mecánico del sistema. En el recipiente de la muestra se observó la presencia de estos sólidos (ver anexo J) que luego precipitaron.

A partir de la segunda muestra, se observa una disminución considerable de la turbidez, producto del desarrollo del retrolavado. Sin embargo, el menor valor registrado (23,60 NTU) es bastante alto con respecto al valor esperado (cerca a cero NTU) por tratarse de agua desmineralizada como fluido de retrolavado. Es importante señalar que en general se considera un buen retrolavado cuando en el efluente se alcanzan valores de turbidez menores a 0,5 NTU (estándar general para el agua cruda de alimentación a sistemas de intercambio iónico). Según este criterio y haciendo referencia a la turbidez de la muestra 04, (captada al minuto 15, tiempo en el cual se suspendió el retrolavado), se hace necesario aumentar el tiempo de esta etapa para el sistema, con el fin de garantizar la mayor remoción de sólidos posible y así la siguiente etapa (etapa de regeneración) se realice en las mejores condiciones de limpieza de la resina.

Por otra parte, poco tiempo después de iniciado el retrolavado, se observó la presencia de granos de resina suspendidos en el seno del líquido de rebose que luego salían de la columna a

través del flujo de retrolavado. Esto se debió al aumento en la capacidad de retención de agua en algunos gránulos de resina, por efecto de oxidantes residuales (como cloro) presentes en el agua cruda, los cuales atacan al agente de entrecruzamiento de la resina (divinilbenceno), produciendo incremento en el volumen del grano, disminución de su densidad y posteriormente fractura del grano por acción mecánica del fluido. En el sistema real, el ataque por los oxidantes (principalmente el cloro residual) es minimizado por la dosificación de un inhibidor de cloro (metabisulfito de sodio) antes de entrar al lecho catiónico. El sistema piloto utilizado no cuenta con las facilidades para realizar este pre-tratamiento.

#### 4.2.6 Regeneración de la resina con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

**Tabla 4.8 Acidez mineral libre para la solución de salida de la resina catiónica durante la regeneración con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> a tres concentraciones diferentes**

<b>Entrada AML (ppm)</b>	<b>Salida AML (ppm)</b>	<b>Tiempo (min)</b>
8800	40	4
	90	8
	1470	12
	3920	16
	4690	20
	5360	24
22400	6410	28
	6520	32
	10120	36
35300	14020	40
	16170	44
	17020	48

La tabla anterior muestra que las concentraciones reales del ácido sulfúrico utilizado en los tres pasos de la regeneración, son ligeramente diferentes a los respectivos valores teóricos.

Para el primer paso se tiene una concentración de 8800 ppm, lo cual equivale a 0,8 % aproximadamente, siendo la concentración teórica de 1%. Sin embargo, este valor es favorable para evitar la formación de sales de sulfato de calcio. Para el segundo paso, la concentración real es de 22400 ppm equivalente a 2,2 % aproximadamente, lo cual es un valor bastante aceptable, tomando en cuenta que el valor teórico es de 2 % para este paso. Finalmente, la concentración real reportada para la solución regenerante en el paso tres (equivale a 3,5 %), se encuentra ligeramente por encima del valor teórico que es de 3 %. No obstante, éste último se considera aceptable para efectos de la regeneración. Las diferencias entre las concentraciones reales de regenerante y las teóricas, obedecen a las mismas razones explicadas anteriormente para la regeneración con HCl, relacionadas con la preparación de las soluciones.

Por otra parte, para las dos primeras muestras de salida en el primer paso de la regeneración (a los minutos 4 y 8, respectivamente), se observan valores de AML marcadamente inferiores al resto de las muestras correspondientes a este paso. Esto se debe a que para el inicio de la inyección de ácido, el lecho de resina se encontraba lleno de agua desmineralizada, producto de las pruebas para el establecimiento del flujo de regenerante.

Este comportamiento también se aprecia para el segundo paso (minutos 28 y 32, respectivamente) y esto se debe a la dilución del regenerante, al mezclarse con la solución remanente del paso anterior, ya que el cambio de paso (al 2 %) se realiza de forma continua, con el fin de mantener el flujo constante.

Para la regeneración al 3,5%, no se aprecia lo descrito anteriormente, ya que ésta se realizó a un flujo mayor al de los pasos previos (4,52 L/h), lo cual implicó el desalojo total de la solución regenerante remanente del paso anterior, para poder establecer el nuevo flujo.

En general, se observa un comportamiento ascendente de la AML en la salida del lecho catiónico, a medida que transcurre la regeneración. Esto se corresponde con lo esperado, ya que evidencia el intercambio iónico entre la solución regenerante y la resina, así como la saturación de la misma con iones hidronio.

#### 4.2.7 Enjuagado lento luego de la regeneración con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

**Tabla 4.9 AML durante la etapa de enjuagado lento luego de la regeneración con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Muestra	Tiempo (min)	AML (ppm)
01	04	5410,23
02	15	233,16
03	20	49,86
04	25	27,19

En la tabla anterior, se muestra la disminución de la AML a medida que progresa el enjuagado. El valor de AML para la primera muestra, indica la gran cantidad de solución ácida desplazada del lecho de resina, tomando en cuenta que el último valor alcanzado durante la regeneración fue de 18980 ppm.

Comparando estos valores con los reportados en la tabla 4.4 se observa similitud tanto en la tendencia a la disminución de la acidez mineral libre, como en el orden de magnitud para la primera muestra, con respecto al último valor alcanzado durante las respectivas regeneraciones.

Sin embargo, al igual que en el enjuagado lento correspondiente a la regeneración con HCl, la AML registrada para la muestra 04 (minuto 25), indica la necesidad de realizar el enjuagado rápido, ya que este valor (27,19 ppm) está por encima del mínimo recomendado para iniciar la producción de agua descationizada (<10 ppm de AML).

#### 4.2.8 Enjuagado rápido luego de la regeneración con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

En la tabla 4.10 se aprecian ambos valores por debajo de 10 ppm de AML, por lo cual se considera que las condiciones de enjuagado rápido son correctas y por consiguiente, la resina se encuentra en condiciones de intercambiar cationes por iones hidronio.

**Tabla 4.10 AML durante la etapa de enjuagado rápido luego de la regeneración con  $H_2SO_4$**

<b>Muestra</b>	<b>Tiempo (min)</b>	<b>AML (ppm)</b>
01	03	8,65
02	06	6,18

#### 4.2.9 Producción de agua descationizada luego de la regeneración con $H_2SO_4$

**Tabla 4.11 Contenido de sodio en la salida del lecho catiónico, durante la producción de agua descationizada**

<b>Muestra</b>	<b>Tiempo (h)</b>	<b>Na<sup>+</sup> (ppm)</b>
Entrada	0	5,7890
01	1	< 0,02
02	2	< 0,02
03	3	< 0,02
04	4	< 0,02
05	5	< 0,02
06	6	< 0,02
07	7	< 0,02
08	8	< 0,02
09	9	< 0,02
10	10	0,1286
11	11	0,1534

12	12	0,1728
----	----	--------

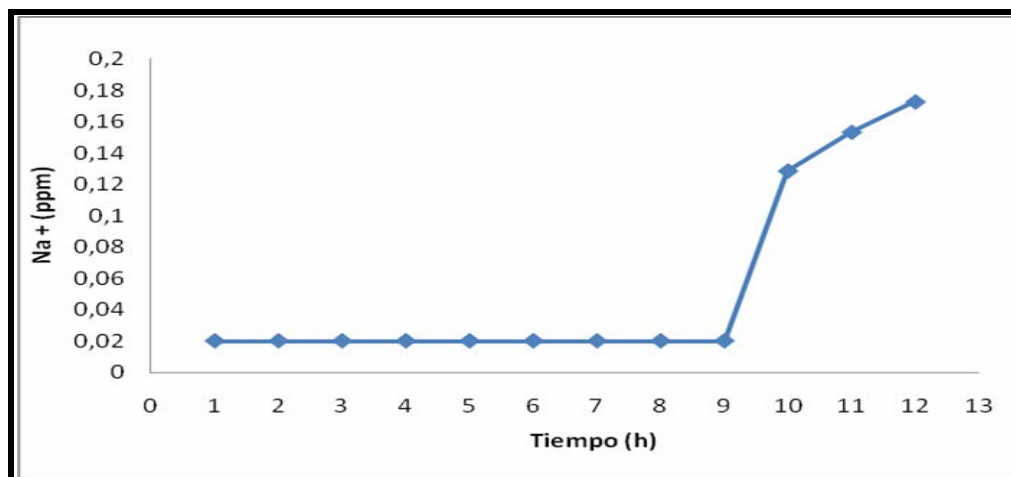
Al igual que en la corrida anterior para la producción de agua descationizada, la muestra de entrada de agua cruda al sistema presenta un contenido de sodio mayor que el promedio histórico. Sin embargo, estos valores son cercanos para ambas corridas, lo cual permite verificar que las condiciones del agua cruda se mantuvieron similares, por lo menos en lo que respecta al parámetro a medir para verificar el intercambio.

También se aprecia una disminución considerable en el contenido de sodio en las muestras captadas en la salida de la columna, evidenciando el intercambio catiónico en la resina.

A partir de la muestra número 10 (décima hora de producción), se detecta el inicio de la fuga de sodio al presentar un valor por encima de 0,1 ppm. Este comportamiento se mantuvo durante las dos horas siguientes, constatando el agotamiento de la resina.

El agotamiento de la resina para esta corrida se produjo aproximadamente una hora antes con respecto a la producción anterior, lo cual significa menor producción de agua descationizada. Esto posiblemente se deba a un mayor ensuciamiento de la resina a causa de la turbidez en el agua cruda utilizada en esta corrida (14,265 NTU) siendo muy superior al de la experiencia anterior (2,290 NTU).

La razón de esta alta turbidez obedece al inicio del período de lluvias para el momento de la corrida, viéndose afectadas las condiciones del río Neverí, el cual es la fuente de alimentación del agua cruda para la planta de producción de agua industrial del Complejo (Aguas Industriales Jose). A pesar del tratamiento aplicado para la clarificación del agua que es suministrada a las diferentes plantas, resulta difícil mantener las condiciones de turbidez dentro de los parámetros de diseño (1-4 NTU) en épocas de lluvias.



**Figura 4.4. Concentración de  $\text{Na}^+$  en el efluente durante la producción de agua descationizada, en función del tiempo. Regeneración con  $\text{H}_2\text{SO}_4$**

En la figura 4.4 se muestra la curva correspondiente a la concentración de sodio en el efluente en función del tiempo, presentando semejanza a una curva de ruptura teórica, cuyo punto de ruptura se encuentra entre la novena y décima hora de producción. Al igual que en la figura 4.3, este comportamiento indica que es utilizada la mayor parte de la capacidad del sólido. Comparando la acidez mineral libre en las etapas de regeneración, enjuagado lento y enjuagado rápido, se aprecia un comportamiento similar para los dos regenerantes ( $\text{HCl}$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), lo que permite inferir que desde el punto de vista de intercambio iónico ambos ácidos aplican como regenerantes para el sistema estudiado. Así mismo, con respecto a la producción, se considera que las condiciones de tiempo y volumen de agua producida son similares.

### 4.3 Propuesta del diagrama de flujo de proceso para el sistema alternativo de regeneración con HCl

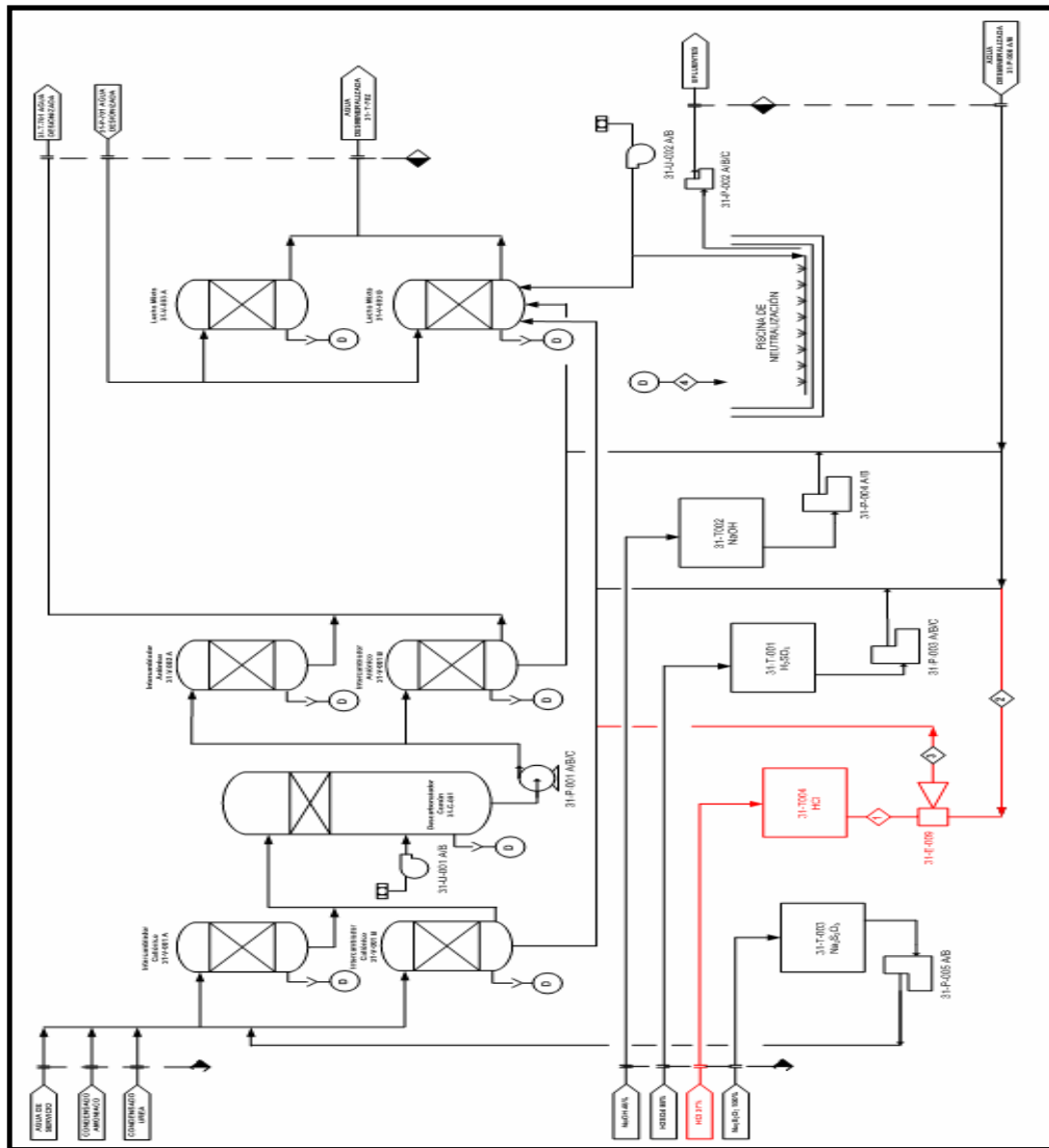


Figura 4.5 Diagrama de flujo de la unidad de agua desmineralizada con el sistema propuesto



En la figura 4.5 se muestra en color rojo el eductor de dosificación de HCl (31-E-009), el cual succiona del tanque de solución de HCl al 30 % (31-T-004), con agua desmineralizada como fluido motriz. El resto de los equipos corresponden a la unidad de agua desmineralizada existente, incluyendo el sistema de dosificación de químicos ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ , NaOH y  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ ) y la piscina de neutralización. Adicionalmente, se identifican las corrientes de proceso relacionadas a la regeneración con HCl:

- **Corriente 1:** Flujo de HCl al 30%.
- **Corriente 2:** Flujo de agua desmineralizada para dilución y fluido motriz.
- **Corriente 3:** Flujo de solución regenerante (HCl al 10%).
- **Corriente 4:** Flujo de eluido.

Es importante señalar que en los cálculos del flujo de solución regenerante para el sistema real (ver anexo M), se consideró la concentración de HCl al 10% y no al 8,6%, como se estableció durante la experiencia en el sistema piloto, en función de minimizar el volumen total consumido de HCl al 30 % por regeneración de lecho catiónico, lo cual impacta en el volumen del tanque de almacenamiento de HCl (31-T-004). De igual manera, el gasto de agua desmineralizada para la dilución al 10 %, es menor que para la dilución al 8,6 %. Esto cumple con las recomendaciones de los fabricantes de resina, donde se establece un rango de concentración entre 5 y 10 % v/v para la regeneración con HCl.

#### **4.3.1 Flujos requeridos para la regeneración de la resina catiónica del sistema real**

En la tabla 4.12 se observa que el flujo de HCl al 10 % necesario para la regeneración del intercambiador catiónico 31-V-001 A/B es de 33,40 m<sup>3</sup>/h. Así mismo, el gasto total de HCl al 30 % por cada regeneración es de 9,56 m<sup>3</sup>, a una tasa de flujo de 11,47 m<sup>3</sup>/h durante 50 minutos de regeneración.

**Tabla 4.12 Condiciones de diseño para la inyección de HCl como solución regenerante del sistema real**

Corriente	1	2	3	4
Flujo m <sup>3</sup> /h	11,47	21,93	33,40	33,40
Volumen total m <sup>3</sup>	9,56	18,28	27,83	27,83
Presión kgf/cm <sup>2</sup>	5	3	4	1,5
Temperatura °C	30	45	45	45

Por otra parte, el flujo de eluido (33,40 m<sup>3</sup>/h) generado durante el proceso de regeneración (corriente 4), es igual al flujo de solución regenerante (corriente 3). Esto se debe a que a medida que la solución regenerante pasa a través del lecho, simultáneamente, el efluente del equipo es enviado a la piscina de neutralización, por lo que no hay acumulación en el sistema.

**Tabla 4.13 Comparación entre las condiciones de diseño para la regeneración del sistema real con HCl y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Regenerante	Flujo m <sup>3</sup> /h	Volumen total de ácido m <sup>3</sup>	Volumen total de agua desmineralizada m <sup>3</sup>
HCl (30 %)	11,47	9,56	18,28
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (98 %)	1,06 (máx.)	2,21	70,50

En la tabla 4.13 se observa mayor flujo de HCl requerido para la regeneración del sistema real, comparado con el flujo máximo de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> para el mismo sistema, tomando en cuenta igual tiempo total de regeneración (50 min) e iguales condiciones de presión y temperatura en ambos casos (4 kgf/cm<sup>2</sup> y 45 °C, respectivamente). Por consiguiente, se tiene que el volumen consumido de HCl es aproximadamente cuatro veces el consumo de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> por regeneración. Esto se debe a la baja concentración que presenta el HCl (máximo 30% comercialmente disponible) con respecto a la del

ácido sulfúrico (98 %). Al mismo tiempo, la alta concentración de ácido sulfúrico demanda mayor consumo de agua desmineralizada, ya que la dilución es considerablemente alta para alcanzar las concentraciones requeridas en los tres pasos de regeneración con este ácido (1%, 2% y 3% respectivamente).

#### 4.3.2 Flujos requeridos para las etapas de enjuagado de la resina catiónica del sistema real

**Tabla 4.14 Condiciones de diseño para el enjuagado del sistema real después de la regeneración con HCl y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Casos	Etapas	Flujo m <sup>3</sup> /h	Tiempo min	Volumen total m <sup>3</sup>
<b>Caso I Regeneración con HCl</b>	<b>Enjuagado lento</b>	33,40	48	26,72
	<b>Enjuagado rápido</b>	150,00	16	40,05
<b>Caso II Regeneración con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></b>	<b>Enjuagado lento</b>	60,00	26	26,00
	<b>Enjuagado rápido</b>	90,00	25	37,50

La tabla anterior permite comparar los flujos y consumos de agua desmineralizada correspondientes a las etapas de enjuagado lento y enjuagado rápido posteriores a la regeneración con HCl y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, respectivamente. En ésta se evidencian diferencias en los criterios aplicados para establecer tanto el flujo como la duración de cada etapa, tal como se describe a continuación:

- **Enjuagado lento:**

Para el caso I, el flujo es menor que para el caso II. En el primero, el criterio aplicado se basó en las indicaciones de los fabricantes donde se recomienda un flujo de enjuagado lento igual al flujo de inyección de regenerante. Así mismo, se observa que el tiempo de duración de esta etapa para el caso I es mayor que para el caso II. No obstante, con respecto al volumen total de agua desmineralizada, ambos casos cumplen con el criterio de garantizar un volumen de agua igual al doble del volumen del lecho de resina, siendo de aproximadamente  $26 \text{ m}^3$  para el sistema real.

- **Enjuagado rápido:**

Para el caso I, aunque el criterio recomendado por el fabricante de la resina se basa en establecer un flujo de enjuagado rápido igual al flujo de servicio ( $220 \text{ m}^3/\text{h}$ ), esto no es posible debido a limitaciones en la bomba de agua desmineralizada (31-P-006 A/B), por lo que se consideró  $150 \text{ m}^3/\text{h}$ , siendo éste mayor que el flujo para el caso II.

Haciendo referencia a la duración de esta etapa, el caso I presenta menor tiempo que el caso II. Sin embargo, al observar el volumen total de agua desmineralizada, se considera que ambos casos obedecen al criterio de hacer pasar a través del lecho, un volumen de agua cercano a tres veces el volumen de resina.

#### **4.4 Evaluación económica del sistema alternativo de regeneración con $\text{H}_2\text{SO}_4$ y $\text{HCl}$ como regenerantes de la resina catiónica**

##### **4.4.1 Estimación de costos directos de inversión**

En la tabla 4.15 se muestra el costo directo de inversión para los equipos considerados como principales en la propuesta de regeneración de la resina catiónica del sistema real. En ésta se observa que el costo del tanque de almacenamiento de

HCl, incluyendo su instalación, es de 86.428,02 BsF; mientras que para el eductor es de 47.965,40 BsF.

**Tabla 4.15 Costos estimados del tanque de almacenamiento y eductor para HCl al 30%**

<b>Equipo</b>	<b>Costo del equipo (BsF)</b>	<b>Costo de labor (BsF)</b>	<b>Costo del equipo y materiales (BsF)</b>	<b>Costo directo de campo (BsF)</b>
<b>Tanque de acero al carbono de 20 m<sup>3</sup> con revestimiento interno de goma</b>	72.115,82	7.442,33	78.985,69	86.428,02
<b>Eductor de acero al carbono de 15 m<sup>3</sup>/h con revestimiento interno de goma</b>	37.650,56	3.575,82	44.389,59	47.965,40
			<b>Total</b>	<b>134.393,42</b>

Para ambos equipos, el costo de materiales es considerablemente superior al costo de labor. Esto se debe a que en el primero están incluidos, además del propio equipo, los costos relacionados a obras civiles, instalaciones eléctricas, instrumentación, tuberías, accesorios y otros necesarios para el montaje del mismo; mientras que en los costos de labor están incluidos los costos de logística tales como transporte, personal de campo relacionado al montaje, izamientos, entre otros.

Finalmente, se tiene que el costo directo de inversión para la instalación de los equipos es de 134.393,42 BsF.

#### 4.4.2 Estimación de costo total de inversión

El costo total de inversión (CTI) estimado para esta propuesta, se muestra a continuación:

$$CTI = 241.908,16 \text{ BsF}$$

Este monto incluye los costos directos de inversión, correspondientes a la instalación de los equipos principales y sus accesorios asociados. Así como también incluye los costos indirectos, dentro de los cuales se consideran los costos por impuestos, finanzas, ingeniería, seguros, gerencia de construcción, pruebas de pre-arranque y arranque, contingencias, administración del contrato, entre otros.

Los cálculos del CTI se muestran en el anexo P

#### 4.4.3 Estimación de costos de operación

**Tabla 4.16 Costos operativos asociados al sistema de regeneración con HCl por regeneración**

<b>Consumo</b>	<b>Costo BsF/reg.</b>
HCl al 30%	3.790,67
Agua desmineralizada	226,74
<b>Total</b>	<b>4.017,41</b>

En la tabla anterior se muestra el costo de los dos insumos principales considerados en la propuesta de regeneración del intercambiador catiónico 31-V-001 A/B con HCl.

Para el caso del ácido, la determinación del costo se basó en el volumen total de HCl al 30% requerido por cada regeneración, el cual es de 9,26 m<sup>3</sup> según la tabla 4.12. En el costo del agua desmineralizada, está incluido tanto el volumen total requerido para la dilución del ácido (tabla 4.12), como el volumen total requerido en el enjuagado lento y el enjuagado rápido del lecho catiónico, luego de una regeneración.

De esta manera se tiene que el costo total de operación del sistema propuesto es de 4.017,41 BsF por cada regeneración que se realice con HCl al 10 %.

#### 4.4.4 Evaluación de la factibilidad económica

Con el sistema actual, una eventual indisponibilidad de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en los inventarios de la planta causaría la paralización en la producción de agua desmineralizada, ya que una vez agotada la capacidad de intercambio no sería posible realizar la regeneración de la resina catiónica. Esto a su vez causaría la paralización de la producción de amoníaco y urea, con las subsecuentes pérdidas económicas asociadas.

Según experiencias anteriores, el tiempo aproximado para la puesta en marcha de las plantas luego de la paralización total de las operaciones es de cinco días aproximadamente, a partir del restablecimiento de la producción de agua desmineralizada.

Tomando en cuenta lo anteriormente descrito, se estimaron las pérdidas económicas asociadas a un evento de este tipo, en función del precio internacional promedio de ambos productos durante el año 2009, el cual fue de 235 USD y 261 USD por tonelada de amoníaco y urea, respectivamente.

Adicionalmente, se consideró la producción destinada para la comercialización la cual corresponde a 1.100 TMD de amoníaco y 4.400 TMD de urea, al 100% de capacidad para ambos trenes.

De esta manera las pérdidas económicas se estiman mediante la siguiente ecuación

$$Pe = Pc \times Pr \quad (\text{Ec. 4.3})$$

Donde:

$Pe$ : Pérdida económica, USD/D

$Pc$ : Precio del producto, USD/TM

$Pr$ : Producción a comercializar, TM/D

Entonces, para el amoníaco se tiene que:

$$Pe_{NH_3} = 235 \frac{USD}{TM} \times 1.100 \frac{TM}{D} = 258.500 \frac{USD}{D}$$

Es importante señalar que se consideran 1.100 TMD, ya que ésta es la cuota de producto que corresponde al amoníaco en exceso no utilizado para la producción de urea, el cual es almacenado para su comercialización.

Por otra parte, para la urea se tiene:

$$Pe_{Urea} = 261 \frac{USD}{TM} \times 4.400 \frac{TM}{D} = 1.148.400 \frac{USD}{D}$$

Las pérdidas totales diarias se obtienen sumando  $Pe$  para cada producto:

$$Pe \text{ diaria} = 258.500 \frac{USD}{D} + 1.148.400 \frac{USD}{D} = 1.406.900 \frac{USD}{D}$$

Considerando cinco días sin producción, se tiene:

$$Pe \text{ total} = 1.406.900 \frac{USD}{D} \times 5 D = 7.034.500 USD$$

$$Pe \text{ total} = 7.034.500 USD \times 2,15 \frac{BsF}{USD} = 15.124.175 BsF$$



Finalmente, las pérdidas económicas asociadas a una eventual falta de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  se estiman en 15.124.175 BsF.

Comparando estas pérdidas con el costo total de inversión (241.908,16 BsF) mostrado en el punto 4.4.2, se justifica económicamente la implementación del sistema alternativo de regeneración de la resina catiónica con HCl, ya que garantizaría la continuidad operacional de las plantas ante la indisponibilidad de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , evitando así pérdidas económicas.

#### **4.5 Conclusiones**

1. El flujo real de operación del intercambiador catiónico 31-V001 A/B, se encuentra por debajo del flujo de operación de diseño en un 16,67 %.
2. La velocidad cinética para el sistema real se encuentra por debajo del rango de velocidad cinética establecido por las mejores prácticas de diseño (2 a 4 gpm/pie<sup>3</sup>), originando canalizaciones en el lecho de resina y por consiguiente disminución en la capacidad de intercambio del sistema.
3. El proceso de regeneración de la resina catiónica en su fase de inyección de regenerante, se realiza de acuerdo a lo preestablecido en el diseño, evidenciando que el sistema de dosificación de solución regenerante, está operando de manera adecuada.
4. La resina catiónica estudiada se considera completamente regenerada, luego de 50 minutos de inyección de HCl al 8,6% a una tasa de flujo de 4 a 5 veces el volumen del lecho.

5. Para ambos regenerantes, HCl y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, las condiciones de enjuagado lento y enjuagado rápido con respecto al tiempo y al flujo, son similares.
6. El tiempo y volumen de producción de agua descationizada son similares para ambos regenerantes.
7. Se requiere de un tanque de almacenamiento de HCl al 30% de acero al carbono provisto de recubrimiento interno de goma con capacidad de 20 m<sup>3</sup> y un educor de 0 a 15 m<sup>3</sup>/h y 10 kgf/cm<sup>2</sup>, para realizar la regeneración del intercambiador catiónico 31-V-001 A/B.
8. El costo total de inversión del sistema propuesto es de 241.908,16 BsF.
9. El costo de operación es de 4.017,41 BsF por cada regeneración con HCl al 10 %.
10. Las pérdidas económicas asociadas al paro de la producción por indisponibilidad de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, se estiman en 15.124.175 BsF.

#### **4.6 Recomendaciones**

1. Realizar una evaluación de las condiciones hidráulicas del intercambiador catiónico 31-V-001 A/B, con el propósito de determinar las causas del bajo flujo de operación durante el proceso de producción.
2. Realizar un estudio para la instalación de un sistema de filtración aguas arriba de los intercambiadores catiónicos, a fin de evitar ensuciamiento de la resina por presencia de sólidos suspendidos en el agua cruda.

3. Desarrollar la ingeniería básica y de detalle para la implementación del sistema de regeneración del intercambiador catiónico 31-V-001 A/B con HCl al 10%.
4. Realizar un estudio para la automatización de la regeneración de la resina catiónica con HCl al 10%, adecuando el sistema de control existente.
5. Realizar el estudio de la factibilidad técnica y económica para la regeneración del lecho mixto, con HCl al 10%.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Mazeika K. **“Fertinitro”** [en línea]. Disponible: <http://www.pequiven.com/pequiven/fertinitrosp.php>, (2007).
2. Omaña, H. **“Evaluación del suavizador y sistema de enfriamiento de una planta de vidrios laminados de seguridad”**. Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Barcelona, (2004).
3. Nemetz, C. **“Estudio de la operación del sistema de intercambio aniónico fuerte para agua de proceso de una planta cervecera”**. Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz (2003).
4. Salazar, J. **“Estudio de la capacidad de operación del sistema de producción de agua suave y de proceso de una cervecería”**. Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz (2001).
5. Contreras, M. **“Informe del sistema de agua desmineralizada y generación de vapor de FertiNitro”**. (2005).
6. Mc Cabe, W., Smith, J. y Harriot, P. **“Operaciones Unitarias en Ingeniería Química”**. Editorial McGraw-Hill. 4<sup>ta</sup> edición. España. (1991).
7. Perry R. y Green D. **“Manual del Ingeniero Químico”**. Editorial McGraw-Hill. 7<sup>ma</sup> edición. México. (2001).
8. Nalco. **“Manual técnico de aguas Nalco”**. Neiperville Illinois USA. Nalco Chemical Company troubleshooting. (1982).

9. Tecnociencia. **“Intercambiadores iónicos”** [en línea]. Disponible: <http://www.tecnociencia.es/especiales/entercambio-ionico/clasificacion.htm#4>. (2004).
10. Nalco. **“Manual técnico de aguas de enfriamiento Nalco”**. Neiperville Illinois USA. Nalco Chemical Company troubleshooting. (1991).
11. Luna, R. **“Manual para Determinar la Factibilidad Económica de Proyectos”**. Editorial Proarca, Nicaragua (1999).
12. Baca, G. **“Evaluación de Proyectos”** Cuarta Edición, Editorial McGraw-Hill, México (2002).
13. Peters, M. y Timmerhauss, K. **“Diseño de plantas y su evaluación económica para Ingenieros Químicos”**. Editorial McGraw-Hill. 4<sup>ta</sup> edición. (1991).
14. Marcano, M. **“Manual para la Elaboración y Evaluación de Proyectos”**, Fondo de Crédito Industrial, Caracas (1998).
15. FertiNitro. **“Manual de Operación del Sistema de Agua Desmineralizada Unidad 31 (Rev.1)”** Proyecto de Fertilizantes Jose I Jose Edo. Anzoátegui-Venezuela (1999).
16. Nalco. **“Nalco Softener Sense”**. Neiperville Illinois USA. Nalco Chemical Company troubleshooting-Elution Studies. (1982).
17. Treybal, R. **“Operaciones de Transferencia de Masa”**, Segunda edición, Editorial McGraw-Hill, Madrid (2000).

18. Mc Cabe, W., Smith, J. y Harriot, P. **“Operaciones Unitarias en Ingeniería Química”**, Cuarta Edición, Editorial McGraw-Hill, Madrid (1991).
- 19 Puga J. **“Resinas de intercambio iónico”** [en línea], Disponible: <http://www.monografias.com/trabajos51/intercambio-ionico/intercambio-ionico2.shtml>
20. Blank. L., Tarquin, A. **“Ingeniería Económica”**. Editorial McGraw-Hill. 4<sup>ta</sup> edición. (1999).
21. Fluor Daniel. **“Project Controls Estimating Handbook”**.
22. Scribd J. **“Plant cost index”** [en línea], Disponible: <http://www.scribd.com/doc/18283393/CEPCI-2009>

## METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

<b>TÍTULO</b>	<b>“Estudio de la factibilidad técnica y económica de un sistema alternativo de regeneración (usando H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y HCl) en el paquete desmineralizador de una planta de una plante de fertilizante ”</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

AUTOR (ES):

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CVLAC / E MAIL</b>
<b>Escobar Girón, Simón Eduardo</b>	<b>CVLAC: 12.093.543</b> <b>EMAIL: simonescobar24@cantv.net</b>

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

**Propuesta**

**Regeneración**

**Adsorción**

**Intercambio iónico**

**Desmineralización**

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

ÁREA	SUB ÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

**RESUMEN (ABSTRACT):**

El sistema de agua desmineralizada de la planta de Fertilizantes Nitrogenados C.E.C (FertiNitro) está constituido por dos intercambiadores catiónicos, una torre descarbonadora común, dos intercambiadores aniónicos y dos intercambiadores de lechos mixtos, con capacidad de producir 220 m<sup>3</sup>/h de agua desmineralizada en condiciones normales. La resina del lecho catiónico, es regenerada con ácido sulfúrico a tres concentraciones diferentes, en tres etapas. Para evaluar la factibilidad técnico-económica de un sistema alternativo de regeneración del lecho catiónico con ácido clorhídrico, se compararon las condiciones operacionales del intercambiador catiónico (31-V-001 A/B) con las condiciones de diseño, encontrándose que el flujo real de operación se mantiene por debajo del flujo de diseño en un 16,67%. Así mismo se instaló un sistema piloto conformado por un tanque de almacenamiento de agua cruda; una bomba periférica para dosificación; un indicador de flujo de área variable; sistema de tuberías y válvulas y una columna de resina catiónica (con las mismas características de la resina utilizada en el sistema real), para determinar experimentalmente la eficiencia de regeneración de la resina catiónica utilizando tanto HCl como H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. En esta experiencia se comprobó que para ambos regenerantes las condiciones, con respecto al tiempo de regeneración y producción de agua descationizada, son similares. Basados en los resultados obtenidos, se presentó un diagrama de flujo de proceso para la propuesta del sistema alternativo de regeneración, en el cual se estableció un flujo de 33,40 m<sup>3</sup>/h de solución regenerante de HCl al 10%, a partir de la dilución (con agua desmineralizada) de una solución comercial de HCl al 30%, durante un tiempo de regeneración de 50 minutos. Adicionalmente, los equipos propuestos consistieron en un tanque de acero al carbono con recubrimiento interno de goma y capacidad de almacenamiento de 20 m<sup>3</sup> de HCl al 30% y un eductor para la dosificación de este ácido, con capacidad de 0 a 15 m<sup>3</sup>/h. El costo de cada equipo, incluyendo su instalación en campo, se estimó en 86.428,02 BsF para el tanque de almacenamiento y en 47.965,40 BsF para el eductor de dosificación. De igual manera, el costo total de inversión de estos equipos se estimó en 241.908,16 BsF, incluyendo los costos indirectos. Así mismo, el costo de operación se estimó en 4.017,41 BsF por cada regeneración de un intercambiador catiónico, solo considerando el consumo de ácido clorhídrico al 30 % y el agua requerida para la dilución. Finalmente, las pérdidas económicas asociadas a un eventual paro de la producción por indisponibilidad de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> se estimaron en 15.124.175 BsF, por lo que se justifica la inversión en el sistema alternativo propuesto para la regeneración con HCl.



**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**CONTRIBUIDORES:**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>ROL / CÓDIGO CVLAC / E-MAIL</b>				
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS (X)</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
<b>Ochoa, Osvaldo</b>	<b>CVLAC:</b>	V-3.995.379			
	<b>e-mail:</b>	Ochoa.osvaldo@gmail.com			
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS (X)</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
<b>Villarroel, Aníbal</b>	<b>CVLAC:</b>	V- 10.879.669			
	<b>e-mail:</b>	villarroel@fertinitro.com			
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS (X)</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
<b>Moreno, Luís</b>	<b>CVLAC:</b>	V-			
	<b>e-mail:</b>	luismoreno@cantv.net			
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU(X)</b>
<b>Moncada, Fidelina</b>	<b>CVLAC:</b>	V- 8.478.649			
	<b>e-mail:</b>	fidelinam@gmail.com			
	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU(X)</b>

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

<b>2010</b>	<b>01</b>	<b>18</b>
<b>AÑO</b>	<b>MES</b>	<b>DÍA</b>

LENGUAJE. SPA

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
<b>Tesis.Estudio_sistemaalternativo_regeneracióndesmineralizador.doc</b>	<b>Aplicación/msword</b>

**CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS:** A B C D E F G H I J K L M N O P Q  
R S T U V W X Y Z . a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z . 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9 .

**ALCANCE**

**ESPACIAL:** (OPCIONAL)

**TEMPORAL:** (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

**Ingeniero Químico**

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

**Pregrado**

ÁREA DE ESTUDIO:

**Departamento de Ingeniería Química**

INSTITUCIÓN:

**Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui**

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**DERECHOS**

De acuerdo al artículo 41 del Reglamento de Trabajo de Grado:

**“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”**

**Escobar Girón, Simón Eduardo**

**AUTOR**

**Ing. Fidelina Moncada**

**TUTOR**

**Ing. Luís Moreno**

**JURADO**

**Ing. Osvaldo Ochoa**

**JURADO**

**Lic. Aníbal Villarroel**

**TUTOR**

**Prof. Yraima Salas**

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**