

AUMENTO DE RENDIMIENTO VOLUMÉTRICO DE PLANTA DE DESMINERALIZACIÓN POR REUSO DE EFLUENTE

Miguel Ángel Porras, Petrobras

Resumen:

Con el objetivo de disminuir el consumo de agua de red, las unidades analizadas para el presente estudio fueron la Planta de Tratamiento de Agua Para Calderas y la torre de enfriamiento ya que en conjunto ambas unidades son responsables del consumo del 88% del agua fresca de la refinería.

Así muestra como mediante el estudio de proceso y muestreos seriados en la Planta desmineralizadora se logró identificar las etapas de efluentes de baja mineralización disponible para reusar a la torre de enfriamiento y las de alta mineralización a segregar para ser dispuestas por una línea dedicada con sus respectivos volúmenes.

Aquí se hace mención de los inconvenientes prácticos que surgieron al poner en servicio el sistema, como opera actualmente y que ideas se están manejando para solucionarlos.

El trabajo también muestra como mediante esta y otras modificaciones previas realizadas se logró disminuir el rechazo de la planta desmineralizadora del 15 al 4% con lo cual ubica a una planta tradicional de resinas en una posición favorable frente a una Planta de ósmosis en lo que respecta al consumo de agua.

También muestra la importancia de la realización de una supervisión dedicada puntual sobre la operación a fin de cambiar hábitos operativos que han sido afectados por las reformas y las tareas de capacitación tendientes a dejar de lado viejos preconceptos.

Como conclusión resalta la importancia del seguimiento como herramienta de verificación de cumplimiento de las metas y la identificación de futuras mejoras.

Introducción:

El trabajo realizado para la recuperación de efluente de la planta desmineralizadora para su posterior rehúso como alimentación a la torre de enfriamiento se encuadra dentro del plan de ahorro de agua de la refinería tendiente a disminuir el consumo de agua de red.

Así se muestra como, con reformas menores desde los puntos de vista económico y operativo se logró una disminución del rechazo de agua.

Desarrollo:

Background:

La planta desmineralizadora instalada en la refinería es un diseño de la década del 70, construida por la empresa Exibro bajo licencia de Sybron.

La configuración de la misma es Lecho catiónico, descarbonador, Lecho aniónico, donde las resinas empleadas son catiónica fuerte de base Bencen-Sulfónica, con regeneración a contracorriente para el lecho catiónico y aniónica fuerte tipo 1 de características macroporosa.

La planta se complementa con instalaciones para regenerar, y a pesar de ser un diseño viejo contaba desde su diseño original con recuperación parcial de regenerantes y neutralizado por resinas de intercambio catiónico débil.

La planta fue diseñada para operar con agua de alimentación proveniente de un pozo surgente de características hipergeotermicas con las siguientes características.

Ca ²⁺	10	ppmCaCO ₃
Mg ²⁺	3	ppm CaCO ₃
Na ⁺	306.6	ppm CaCO ₃
TAC	170	ppm CaCO ₃
Bicarbonato	170	ppm CaCO ₃
SiO ₂	30	ppm
Cl ⁻	90.3	ppm CaCO ₃
SO ₄ ⁼	59.3	ppm CaCO ₃

Los consumos de regenerante de diseño eran 304 litros de ácido sulfúrico al 98% y 412 litros de soda cáustica al 50% y el rechazo de agua se ubicaba en 16%.

Los parámetros garantizados por el fabricante eran los siguientes:

Conductividad: 2μS/cm a 25 °C
Fuga de sodio: 0.4 ppm CaCO₃
Sílice: 0.03 a 0.05 ppm

Desde el comienzo de su operación fue imposible hacer entrar los valores garantizados en rango, y a pesar del trabajo de campo de un profesional de la firma proveedora que duró una semana en la cual verificó las características de la resina, integridad de los equipos, niveles de regenerante, la misma no pudo cumplir con las pruebas de garantía.

Más tarde descubrimos que el problema radicaba en que las cantidades de regenerante instruidas para utilizar por el personal técnico del proveedor eran equivocadas (320 litros de ácido en lugar de 304 y 444 litros de soda en lugar de 412).

Se realizaron las correcciones necesarias pero aún así no se pudieron alcanzar los valores garantizados, entonces, gracias a una serie de pruebas llevadas a cabo por uno de los operadores de planta se comenzó a sospechar que los volúmenes de regenerante recomendados no eran los adecuados.

Mejoras Previas:

Así se revisó con más detalle el funcionamiento de la planta para lo cual se efectuaron los siguientes pasos:

1. Se verificó la composición del agua a tratar.
2. Se analizó el estado de las resinas.
3. Se analizaron las etapas de regeneración, encontrándose que un mismo volumen de agua (el correspondiente al vaciado / llenado) era considerado 2 veces.
4. También se recalcularon las cantidades de regenerante, utilizando las curvas de las resinas que se habían cargado en los equipos, encontrándose que la cantidad de soda correspondiente recalculada era de 405 litros frente a los 412 recomendados, este valor coincidía con el óptimo hallado por el operador en sus pruebas.

No obstante todo esto el valor de conductividad promedio de las cadenas se situaba en los 60 μS/cm con un mínimo de 20/30 μS/cm al final del enjuague, enjuague que por otro

lado había que prolongar durante más de una hora luego de finalizados los 80 minutos que fijaba la secuencia operativa.

En ese momento, y frente a problemas de abastecimiento de agua a la refinería se comenzó a estudiar la viabilidad de recuperar parte de este caudal de enjuague y recircularlo a la entrada del catión, generando una nueva etapa en la secuencia operativa, la Recirculación.

Para ello se sacó una batería de muestras seriadas cada 5 minutos a la salida del anión durante la etapa de enjuague final desde sus inicios hasta que se daba por concluida. Considerando que el limitante para alimentar esta agua al catión era la cantidad de sodio que esta muestra contenía se realizó una curva de los valores individuales y promedio para determinar en que momento la cantidad de sodio presente en esta corriente era menor que la cantidad de cationes presente en el agua bruta.

El tiempo hallado en todos los casos fue siempre inferior a los 20 minutos por lo cual a fin de tomar un margen de seguridad se adoptó en 30 minutos la duración de la etapa de enjuague del catión, procediendo a partir de ese momento a cerrar la entrada de agua cruda al catión y abrir la recirculación.

Con esta reforma se logró bajar la conductividad de la cadena al final de la recirculación inferior a los 2 $\mu\text{S}/\text{cm}$ a la vez que se logró un ahorro superior al estimado de los 40 $\text{m}^3/\text{regeneración}$. Logrando un tiempo de repago para la obra inferior al mes y llevando el rechazo de agua de la planta al 13%.

El trabajo:

En 1998, con el aporte de las conclusiones del estudio de Advance Reuse Technology realizado por la empresa Nalco en nuestra refinería, donde recomendaba enviar el enjuague del anión a la torre de enfriamiento y así ahorrar 20 $\text{m}^3/\text{día}$, y el aporte de artículos como el publicado en la revista Chem.Eng. en Diciembre de 1997 relativos al reuso de agua de enjuagues de la planta desmineralizadora como agua de dilución de ácido y soda, nació la idea no solo de recuperar el enjuague del anión sino una serie extra de efluentes de baja mineralización de etapas de la planta desmineralizadora.

Para ello, y conociendo el consumo diario de ácido de la torre de enfriamiento el cual se encontraba en torno a los 39 litros de ácido al 98% se fijó el límite de acidez de la corriente conjunto a recuperar.

Luego de esto se realizó una muestra seriada del efluente de las distintas etapas y en función de las mismas se seleccionaron cuales eran las etapas que se recuperarían para ser bombeadas a la torre de enfriamiento y cuales se enviarían a otro tanque para ser posteriormente dispuestas.

Las etapas que forman la regeneración de la planta de agua son:

. Contralavado Superficial. (con agua cruda)	7.1 m^3
. Asentamiento del Lecho	Sin Efluente
. Vaciado Parcial (Agua Cruda)	Contado en el llenado.
. Regeneración con Ácido Recuperado.	13.3 m^3
. Regeneración con Ácido Fresco.	27 m^3
. Regeneración con Ácido Fresco/ Recuperación de Ácido.	Sin Efluente.
. Desplazamiento/ Recuperación.	Sin Efluente.
. Desplazamiento.	9.6 m^3
. Llenado	10 m^3

. Enjuague del Catión.	40 m ³
. Contralavado del Anión.	5 m ³
. Regeneración con Soda Recuperada.	3.75 m ³
. Regeneración con Soda Fresca.	7.5 m ³
. Desplazamiento del Anión.	1.2 m ³
. Desplazamiento Recuperación de Soda.	Sin Efluente.
. Desplazamiento 3 del Anión.	1.2 m ³
. Enjuague del Anión.	20 m ³
. Recirculación.	Sin Efluente.

Las etapas finalmente seleccionadas para recuperar fueron las siguientes:

- . Vaciado parcial del Catión
- . Desplazamiento de ácido.
- . Llenado del catión.
- . Enjuague del catión.
- . Contralavado del anión.
- . Desplazamiento del anión
- . Enjuague final del anión.

Sumando un volumen compuesto de 82 m³/regeneración y el análisis de la muestra compuesta a partir de las muestras individuales fijó los siguientes parámetros:

SAF 180 ppm CaCO₃
 Ca²⁺ 0 ppm CaCO₃
 SiO₂ 30 ppm

Asumiendo una regeneración diaria, la cantidad equivalente de ácido correspondiente era de 14 litros de ácido al 98%, inferior al consumo de la torre de enfriamiento de ese momento de 39 litros diarios de ese ácido que se agregaban para controlar el ph.

Se descartó el recuperar el contralavado del catión ya que al carecer la planta desmineralizadora de filtros previos, esa función es realizada por la capa superior de resina del catión y dicha etapa es la encargada de remover la suciedad allí retenida compuesta principalmente por algas termophilas de la pileta de agua hipothermal.

De esta manera, y considerando la integración con la torre de enfriamiento se logró una disminución del rechazo teórico de la planta desmineralizadora de agua a 6.3%.

Comparativa:

Durante estos años hemos recibido una serie de ofertas de distintas empresas a fin de reemplazar la planta desmineralizadora por resinas por plantas que incorporan la tecnología de membranas, así nos fueron ofertadas una planta de electrodiálisis reversible y un equipo que conjugaba dos procesos de osmosis inversa en serie.

El análisis de ambas ofertas, si bien se minimizaba el consumo de químicos, por ser el rechazo de agua elevado no hacían económicamente rentable el reemplazo.

En el caso de la planta de Osmosis Inversa el equipo ofertado consistía en dos baterías de membranas con una capacidad de 30 m³/h de procesamiento de agua y un rechazo de agua del primer tren del 30%, el rechazo del segundo tren si bien estaba en el orden del 20%, a ser recuperado como carga al primer tren no fue considerado, también se despreció el mínimo consumo de ácido necesario para evitar la precipitación de sales de calcio y magnesio contra la membrana..

El costo del agua así producida era de 1.72 \$/m³ en cambio el costo del agua procesada por el método tradicional considerando los consumos de regenerantes era de 1.63 \$/m³.

Desvíos:

No todo el proceso estuvo acompañado de éxitos, también hemos encontrado una serie de desvíos a lo esperado a saber:

El uso de la línea de recirculación implica repetir el caudal de enjuague de 40 m³/h pero en lugar de destinar dicha corriente a efluente se la debe recircular nuevamente a la torre descarbonatadora, en una primera etapa si bien se obtuvieron los resultados esperados con el tiempo se observaron problemas en la duración de las cadenas regeneradas y tiempos de enjuague para lograr los valores deseados de conductividad que comenzaban a estirarse.

Al carecer de un caudalímetro aguas abajo del catión nos costó detectar el problema y recién cuando se incorporó un registro de eventos para el arranque y paro de los motores eléctricos pudimos descubrir que por desprendimiento de pedazos de ebonita de las líneas de agua de entrada a la torre descarbonatadora se obstruyen parcialmente los orificios de los distribuidores ocasionando una restricción de caudal.

Se hizo necesario establecer una rutina de seguimiento para pedir periódicamente la limpieza de los mismos y poder mantener la performance de la planta.

Respecto al destino del tanque de efluente de alta salinidad, este fue bombeado, en un principio a la salida de la planta de tratamiento de efluentes líquidos, pero debido a la formación de una precipitado de silicato de magnesio que da a dicho efluente un aspecto blanco lechoso se desestimó este destino ante el riesgo de que el efluente global quede fuera de especificación, decidiéndose su vuelco a la red de drenajes de refinería.

Esta operación al no traer aparejados problemas operativos en el corto plazo perdió la atención del personal de operación que deja al tanque rebalsar a drenaje sin previa neutralización, causando de esta manera la alternancia de períodos ácidos y básicos en los equipos del sistema de efluentes con la corrosión, deterioro y aumento de los costos de mantenimiento que esto trae aparejado.

Por otro lado se realizaron estudios de laboratorio sobre el aporte del silicato de magnesio a la formación de una interfase agua hidrocarburo en los separadores API.

En estos ensayos se mezcló en una ampolla de decantación agua de efluente de la planta desmineralizadora con slop oil recuperado en los separadores API, observándose que aproximadamente el 10% del slop oil se incorporaba a la fase acuosa en forma de emulsión estable.

Actualmente estamos revisando distintas alternativas para la disposición final de este efluente neutralizado, incluyendo la evaporación de la fase líquida con posterior condensado y recuperación del agua para disponer las sales inorgánicas como residuo sólido.

De poder concretar esta reforma el rechazo de la planta desmineralizadora quedaría reducido casi a 0.

Conclusiones:

Es posible mantener en servicio los sistemas tradicionales de desmineralización efectuando reformas que permitan mejorar su performance a fin de disminuir los costos operativos

Bibliografía:

Documentación interna de Refinería.

Ion exchange Curb Water and Chemical Use, Suzzane Sherlley, Chem. Eng. Dec.1997.

Figuras:

Recirculación en PTA

