

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA  
FACULTAD DE INGENIERIA DE PETROLEO  
GAS NATURAL Y PETROQUIMICA**



**TESIS:**

**“INYECCION DE SODA CAUSTICA DILUIDA EN EL CRUDO PARA  
EL CONTROL DE LA CORROSIÓN EN EL SISTEMA DE TOPE DE  
LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA DE REFINERIA  
CONCHÁN”**

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO PETROQUÍMICO**

**ELABORADO POR:**

**GUSTAVO ENRIQUE TEALDO BAFFI**

**PROMOCIÓN 2005 - I**

**Lima - Perú**

**2009**

## TABLA DE CONTENIDOS

CAPITULO 1: INTRODUCCIÓN .....	1
CAPITULO 2: FUNDAMENTOS DE CORROSIÓN .....	6
CAPITULO 3: FUNDAMENTOS DE REFINACION DE PETRÓLEO .....	17
CAPITULO 4: REFINERIA CONCHAN .....	28
CAPITULO 5: CORROSION EN EL TOPE DE UNIDADES DE DESTILACION PRIMARIA .....	35
CAPITULO 6: TRATAMIENTO DEL PETRÓLEO CRUDO Y CONTROL DE LA CORROSIÓN .....	42
CAPITULO 7: ASPECTOS GENERALES DE LA INYECCION DE SODA....	71
CAPITULO 8: TRATAMIENTO DE CRUDO EN REFINERIA CONCHAN ...	78
CAPITULO 9: EVALUACION DE DATA EXPERIMENTAL .....	86
CAPITULO 10: EVALUACION ECONOMICA.....	94
CAPITULO 11: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	98
BIBLIOGRAFIA .....	101
ANEXOS.....	102

## **CAPITULO 1**

### **INTRODUCCION**

#### **1.1 Problemática**

La problemática radica en las altas velocidades de corrosión que se detectan en el tope de la Unidad de Destilación Primaria de Refinería Conchán y sus efectos, debido principalmente a dos de las principales limitantes operativas de la refinería, la capacidad de almacenamiento y el desalado electrostático.

Ya que la capacidad de almacenamiento de crudo es limitada, el tiempo de reposo y drenado de los taques de petróleo crudo no es el suficiente para disminuir el contenido de agua y sedimentos (BSW) y el de sales.

A esto se suma, el subdimensionado del sistema de desalado electrostático para la capacidad actual de procesamiento, razón por la que solo alrededor del 30% de la carga a suministro de la planta puede ser desalada.

#### **1.2 Justificación del trabajo de tesis**

El petróleo extraído de los campos petrolíferos contiene entre otras impurezas, cloruros de sodio, magnesio y calcio. Estas sales se hidrolizan a las condiciones de operación del Proceso de Destilación, formando ácido clorhídrico, el cual corroe las Unidades de

Proceso como intercambiadores de calor y tope de la columna de destilación, lo que incluye la cúpula, platos, copas de burbujeo y accesorios del Sistema.

El crudo para ser procesado debe contener la menor concentración de estas sales. Antes de ser suministrado a Planta de Procesos, debe previamente ser decantado y drenado en los tanques de almacenamiento y posteriormente desalado.

La eficiencia del proceso de desalado no logra alcanzar el 100% por lo que el crudo suministrado a Planta de Procesos siempre contiene una pequeña concentración de sales.

Finalmente, la corrosión se traduce en pérdidas económicas para la planta, las que pueden clasificarse en directas e indirectas. Las pérdidas directas se relacionan con los costos necesarios para la reposición de estructuras, equipos, maquinaria o componentes que pueden quedar inservibles por efecto de la corrosión. Respecto a las pérdidas indirectas, más difíciles de establecer, pero sin duda mucho mayores que las directas, podemos detallar las más importantes como:

- Pérdidas por interrupción de la producción: Se refiere a las originadas por paradas súbitas de planta.
  
- Pérdidas de producto: Como pérdidas de combustibles y productos por fugas, originadas por corrosión en tanques y tuberías y la consecuente contaminación al medio ambiente
  
- Pérdidas por contaminación de producto: Originadas por picaduras en intercambiadores de calor de productos negros, como residuales o crudo versus gasolinas, kerosenes y diesel.

- Pérdidas de rendimiento: Por formación de productos de corrosión en el interior de tubos, lo que reduce los coeficientes de transferencia de calor cuando forman parte de un intercambiador o producen obstrucciones parciales que obligan a aumentar la capacidad de bombeo.
- Pérdidas por sobredimensionado: teniendo en cuenta el espesor de pared que se prevé se va a perder por corrosión a lo largo de la vida del equipo.
- Pérdidas por accidentes derivados de la corrosión: las lesiones o la muerte de personas por explosión de tuberías por problemas de corrosión.

En 1969 se constituyó en Inglaterra una comisión, cuya tarea fue elaborar un estudio sobre la importancia económica del problema de la corrosión y las posibilidades de su prevención.

La comisión fue presidida por el Dr. Hoar de la Universidad de Cambridge. El informe HOAR se ha convertido en un clásico a la hora de evaluar las pérdidas por corrosión por ser el primero elaborado con rigor, fija las pérdidas anuales causadas por la corrosión, en los países industrializados y en vías de desarrollo, en torno al 3,5 % del producto nacional bruto.

El 13% de las pérdidas anuales estimadas, corresponden al sector petróleo y productos químicos, de los cuales se puede obtener un ahorro del 8% según dicho informe.

Estas cifras pueden considerarse todavía como excesivamente conservadoras pues, en la mayoría de los casos, incluyen solo los costos directos ocasionados por las medidas preventivas, de mantenimiento, o por la sustitución de las partes corroídas, siendo así, que una evaluación mas real deberá incluir los costos indirectos, como pérdida de producción, costos de parada de planta, coeficientes de seguridad en el diseño para

prevenir los desgastes provocados por la corrosión, o disminución de la calidad en la producción a consecuencia de la contaminación por los productos de la corrosión, entre otras.

Es así que la importancia de la disminución de los efectos de la corrosión en la columna de destilación primaria, se basa principalmente en la reducción de las pérdidas económicas directas e indirectas que la corrosión genera en esta Unidad, lo cual se probará que justifica la inversión para la ejecución de dicho sistema de tratamiento.

### 1.3 Objetivos General y Específicos

El objetivo general de la presente Tesis es evaluar técnica y económicamente, los efectos de la inyección de soda cáustica, en el control de la corrosión del tope de la Unidad de Destilación Primaria de Refinería Conchán.

Así mismo, como objetivos específicos tenemos se han fijado los siguientes:

- 1.3.1 Cuantificar el efecto de la inyección de soda en el Tope de la Unidad de Destilación Primaria para el control de la corrosión, mediante el balance de masa del Proceso.
- 1.3.2 Determinar la variación de la dosificación de productos químicos en la Unidad de Destilación Primaria tras la inyección de soda cáustica diluida.
- 1.3.3 Optimizar el sistema actual de inyección de soda según los resultados obtenidos.
- 1.3.4 Evaluar la Rentabilidad de la Inyección de Soda Cáustica.

### 1.4 Bases de la corrida

La soda cáustica o hidróxido de sodio, es un producto químico con una gran variedad de usos en la industria. En este caso, es dosificado en el petróleo crudo suministrado a las unidades de procesos, con el objetivo de disminuir la corrosión en el tope de la Unidad de Destilación Primaria.

Para esto, es necesario identificar el mecanismo de corrosión que gobierna en el tope de una unidad de destilación y cuantificar el impacto generado durante la evaluación de este producto químico.

La evaluación de inyección de soda se realizó en las instalaciones de Refinería Conchán, bajo condiciones típicas de operación de las unidades de proceso, de manera que el efecto en la disminución en la corrosión sea atribuido, al uso de la soda en el suministro de crudo; manteniendo constante, en la medida de la posible, cualquier variable que pudiera afectar la evaluación.

El análisis del agua del acumulador de gasolina de en la Unidad de Destilación es realizado de manera habitual como parte del control del proceso, en el cual, se expresa el contenido de cloruros en unidades de concentración ppm (partes por millón). Este no es el mejor indicador para cuantificar el efecto de la corrosión ya que este valor está en función de las condiciones de proceso como el uso de vapor despojante y otros que se detallarán en el desarrollo de la Tesis.

Para determinar el efecto de la inyección de soda, se realizará un balance de masa integral de agua en el sistema de tope de la columna de destilación para expresar el contenido de cloruros en unidades de masa, con la finalidad de poder comparar los resultados en dos escenarios: con inyección de soda y sin inyección de soda.

## CAPITULO 2

### FUNDAMENTOS DE CORROSION

La corrosión se define como la reacción química o electroquímica de un metal o aleación con su medio circundante con el consiguiente deterioro de sus propiedades.

La Federación Europea de Corrosión establece una precisión adicional y distingue entre corrosión con oxidación del metal y formación de cationes metálicos y la disolución de un metal en otros metales o sales fundidas. De acuerdo con esta definición básica problemas mecánicos como la ruptura por sobrecarga de una pieza metálica, desgaste, erosión cavitación o la hinchazón de un plástico por transformaciones internas del polímero que lo constituye no caen dentro de la definición propiamente dicha.

Sin embargo si se dan formas de corrosión en las cuales se sobreponen dos efectos, uno químico o electroquímico que constituyen el de corrosión propiamente dicho y otro mecánico, por ejemplo el proceso de corrosión-erosión, o de corrosión bajo tensión.

La reacción básica de la corrosión es por lo tanto:



De acuerdo con ellos también es posible definir a la corrosión desde un punto de vista más químico como el tránsito de un metal de su forma elemental a su forma iónica o combinada con cesión de electrones a un no metal como el oxígeno o el azufre, por ejemplo. Es decir, el metal a través de la corrosión retorna a la forma combinada formando óxidos, sulfuros, hidróxidos, etc., que es como los metales se encuentran habitualmente en la naturaleza por tratarse de formas termodinámicamente más estables.

Desde el momento de su extracción, para lo cual es necesario cambiar las condiciones termodinámicas utilizando reductores, altas temperaturas, etc., el metal muestra una tendencia a reaccionar con el medio ambiente (atmósfera, agua, suelo, etc.) retornando a la forma combinada. El Proceso de corrosión es natural y espontáneo, y cuanto mayor es la energía gastada para la obtención del metal a partir del mineral, más fácilmente el metal revierte el estado combinado, es decir, tanto más es favorecida termodinámicamente la reacción de corrosión.

## 2.1 Clasificación de la Corrosión según su forma

Es posible clasificar los procesos de corrosión recurriendo a criterios muy variados. Por la morfología del ataque (ataque uniforme, ataque localizado, ataque intergranular, etc.); por el medio que lo produce (corrosión por ácidos, corrosión por sales fundidas, corrosión atmosférica, corrosión de estructuras enterradas, etc.); por las condiciones físicas que lo motivan (corrosión por cavitación, etc.)

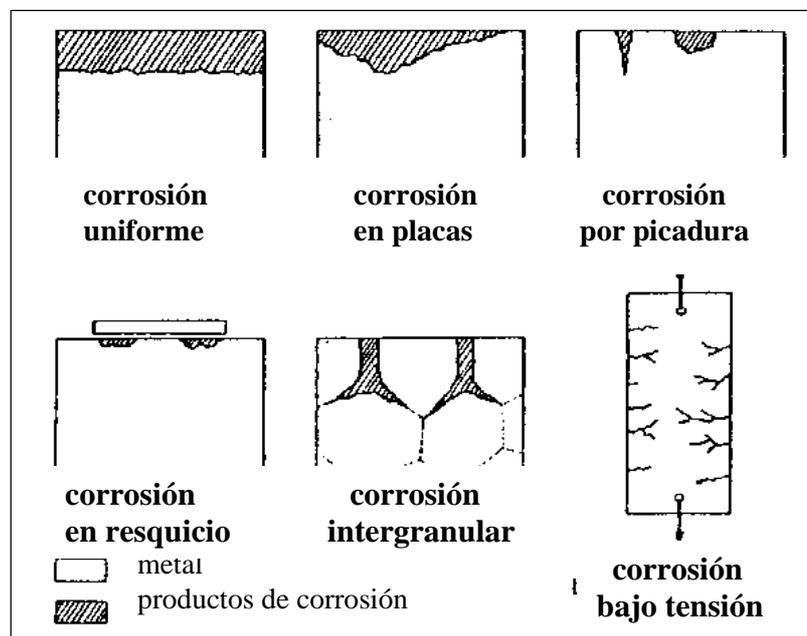
Se clasifican según la morfología del ataque, tal como se detalla a continuación:

### 2.1.1 Corrosión uniforme, homogénea o generalizada

El ataque se extiende, de forma homogénea, sobre toda la superficie metálica y por lo tanto la penetración media es aproximadamente la misma en todos los puntos. Cuando la corrosión se presenta en esta forma existe una relación directa entre pérdida de material,

reducción de espesor y magnitud o gravedad del fenómeno y, por consiguiente, es relativamente sencillo estimar la vida útil en servicio de los materiales metálicos que sufren este tipo de ataques, una vez conocida la evolución del fenómeno en las primeras etapas de su desarrollo.

Figura 1  
Representación esquemática de los distintos tipos de corrosión de acuerdo con la morfología del ataque



### 2.1.2 Corrosión en placas:

El ataque, a diferencia del caso anterior, se localiza en determinadas zonas de la superficie metálica, como se muestra en la figura 1. Uno de los casos más característicos en que se da esta forma de corrosión es en aleaciones que presentan distintas fases con diferentes contenidos en los diversos metales que los conforman.

Estas fases, con diversa composición química, presentan también diferente comportamiento frente a la corrosión en determinados medios agresivos, originándose en ocasiones, el ataque selectivo sobre alguna de ellas permaneciendo intactas otras.

El ataque selectivo puede considerarse como un caso intermedio entre la corrosión uniforme y la corrosión en picadura, donde se produce la máxima localización del fenómeno.

#### 2.1.3 Corrosión por picaduras:

El ataque se localiza en zonas aisladas de la superficie que no suelen superar más de 1 ó 2 mm<sup>2</sup> por cada picadura y se propaga al interior del metal formando pequeños túneles que avanzan comúnmente con bastante rapidez, ya que en zonas afectadas la velocidad de corrosión suele ser alta.

Aunque esta forma de ataque se favorece cuando aparecen heterogeneidades superficiales, en general este fenómeno se da en materiales metálicos pasivantes, pues suele iniciarse como consecuencia de la rotura local de la película pasiva.

La pérdida del material es pequeña debido a lo reducido de la superficie, pero los inconvenientes que puede causar a menudo son importantes.

Figura 2  
Corrosión por picadura en acero al carbono.

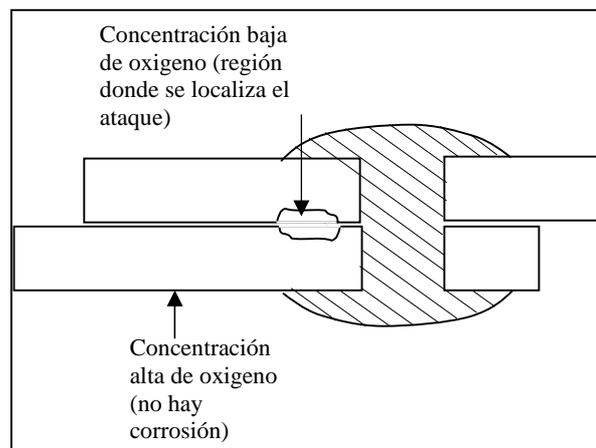


#### 2.1.4 Corrosión en resquicio:

Se presenta en uniones. Intersticios, zonas de solape, zonas roscadas, y en general en aquellas zonas mal aireadas o en las cuales la renovación del medio corrosivo está condicionada por mecanismos de difusión y es, en general, difícil que ocurra.

Muy a menudo el ataque en resquicio se debe a la formación de pilas de aireación diferencial originadas como consecuencia de la presencia de distintas presiones parciales de oxígeno en diferentes zonas de la superficie metálica.

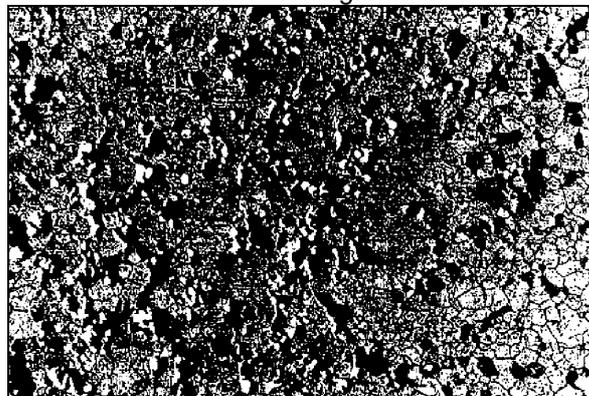
Figura 3  
Ataque en la zona de solape donde se da baja concentración de oxígeno.



#### 2.1.5 Corrosión intergranular

Se habla de corrosión intergranular cuando el ataque se localiza en los límites de grano del material metálico. Como consecuencia de ello se pierde la coherencia entre granos y el material reduce significativamente los valores de sus características mecánicas habituales.

Figura 4  
Corrosión Intergranular.



Es característica esta forma de corrosión en aleaciones de especial interés industrial como en los aceros inoxidable, cuando aparecen sensibilizados; en las aleaciones Ni-Cr en las que el fenómeno se da a través del mismo mecanismo del caso anterior o en aleaciones de aluminio endurecidas por precipitación, fundamentalmente las que llevan cobre como elemento aleante.

#### 2.1.6 Corrosión bajo tensión:

Se da cuando la aleación esta sometida a tensión mecánica de tracción, y se encuentra con un medio agresivo que suele ser específico para cada material.

Figura 5  
Corrosión bajo tensión.



Se caracteriza por la aparición de grietas o fisuras que avanzan en la dirección normal a la de aplicación de la tensión a velocidades de propagación que pueden alcanzar de 2 a 3 mm/hora.

El desplazamiento de la grieta puede ser a través del grano (transgranular) o a lo largo del límite del grano (intergranular), circunstancia que depende fundamentalmente de las características metalúrgicas de la aleación.

Cuando la tensión aplicada es cíclica, el proceso se conoce como corrosión-fatiga. En estas condiciones no se precisa de un medio agresivo específico y el fenómeno se caracteriza, como en la descripción anterior, por la aparición de grietas que pueden originar la rotura del material en tiempos cortos.

En el mecanismo de estos dos procesos descritos, participan simultáneamente factores del tipo mecánico y electroquímico.

## 2.2 Corrosión según el mecanismo

La clasificación según el mecanismo es la más importante desde el punto de vista científico. Cualquier proceso de corrosión transcurre a través de uno de los dos siguientes mecanismos:

Según el mecanismo que gobierna la corrosión podemos clasificarla de la siguiente manera:

### 2.2.1 Corrosión electroquímica:

La corrosión se debe a la formación de pilas electroquímicas, en las que el metal sufre disolución en las regiones anódicas. El proceso por tanto no afecta por igual toda la superficie metálica, pues en las regiones catódicas no hay ataque.

Los fenómenos electroquímicos contribuyen, en conjunto, en mucho mayor grado al fallo de los metales que la corrosión directa (el otro mecanismo que se detallara a continuación). Pero no debe interpretarse este hecho en el sentido de que en determinados casos la corrosión directa no pueda alcanzar una importancia decisiva y llegue a ser la verdadera responsable del deterioro del metal.

La corrosión electroquímica se da cuando los materiales se hayan en contacto con los medios de conductividad electrolítica, en particular con el agua, soluciones salinas, o la

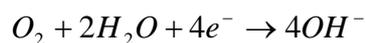
simple humedad de la atmósfera y de los suelos. De acuerdo con esto, la presencia de moléculas de agua sobre la superficie es la condición necesaria y el medio para que ocurra corrosión electroquímica.

La unión eléctrica entre dos partes del metal con distinto potencial eléctrico sumergido en una solución conductora, genera una corriente eléctrica. El paso de la carga a través del líquido (electrolito) consiste en el movimiento de aniones y cationes que la transportan hacia el ánodo y el cátodo, respectivamente. La superficie del metal con menor potencial electroquímico (zona anódica) es corroída en un proceso en que los átomos metálicos dejan sus electrones en el seno del metal pasando a ser un ión positivo. Por otro lado, la superficie del metal con mayor potencial permanece inmune al ataque. Esta recibe, a través de la masa metálica, los electrones liberados en la zona anódica, que son suministrados a un captador (oxidante) presente en el electrolito en los procesos de reducción catódica. La reacción generada en el ánodo es:

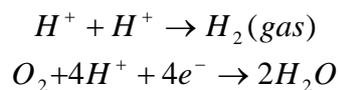


Puede actuar como captador de electrones cualquier oxidante, pero en la mayoría de los casos actúa como tal la reducción del  $O_2$  disuelto, en el electrolito en medios neutros y alcalinos, o en  $H^+$  en medio ácido.

En estos casos, la reacción de reducción del  $O_2$  en el cátodo para medio básico es:



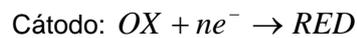
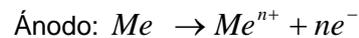
y en medio ácido, se presenta la reducción del hidrógeno y el oxígeno:



En realidad, la circulación de electrones tiene lugar porque los metales están dotados de electrones de valencia móviles y con un relativamente elevado grado de libertad, lo que

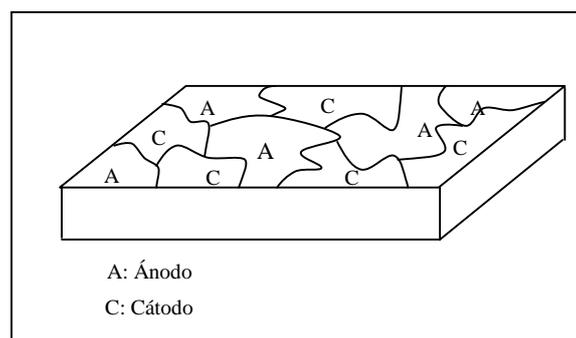
favorece su transferencia a otras sustancias que llegan a la superficie metálica con capacidad de fijarlos. El gradiente de energía necesario para separar un electrón, en la ionización de un átomo metálico determina la mayor o menor afinidad del metal por el electrón y cambia de un metal a otro. Serán activos los metales de baja energía de ionización y nobles los que la posean alta. Cambia también esta energía al pasar de una a otra de las regiones, macro o microscópicamente diferenciadas, que integran cualquier superficie metálica, por lo que no es necesaria la presencia de dos metales distintos para que funcionen las pilas de corrosión.

En el contacto entre metales o regiones metálicas de actividad diversa, las áreas más activas tienden a ser ánodos de las pilas de corrosión. Sobre ellas se localizan el ataque electroquímico, que necesariamente ha de estar acompañado por un proceso de reducción en el cátodo. Así, las reacciones electroquímicas básicas son:



La figura 6 muestra esquemáticamente la superficie de un material metálico indicando zonas con diferente potencial electroquímico. Las que presenten potencial de reducción mayor (más nobles) tendrán comportamiento catódico. Las de potencial de reducción menor (activas) serán ánodos y sobre ellas se localizará la corrosión.

Figura 6  
Esquema de polarización en una superficie metálica



Se pueden establecer como características básicas de un proceso de corrosión electroquímica:

- Se da en presencia de un electrolito.
- Se suelen dar a temperaturas moderadas (inferiores a 100-150°C aproximadamente).
- Se localiza sobre regiones de comportamiento anódico.
- La circulación de electrones tiene lugar desde el ánodo hacia el cátodo a través del propio metal.
- El circuito se cierra a través del electrolito mediante el transporte de carga por parte de los iones.
- Los productos primarios de corrosión más habituales (cuando la reacción catódica es la electrolización del O<sub>2</sub>) son hidróxidos que se forman en el seno del electrolito aunque pueden, posteriormente, fijarse sobre la superficie metálica introduciendo un cierto efecto de barrera sólida entre el metal y el medio agresivo dificultando ligeramente la posterior reacción heterogénea metal-líquido (corrosión) en la interfase. Estos hidróxidos suelen posteriormente pasar a óxidos en presencia de más hidrógeno.

### 2.2.2 Corrosión seca o de alta temperatura-

Se da fundamentalmente cuando el material metálico opera a alta temperatura y por lo tanto no existe la posibilidad de que aparezca una película de humedad sobre la superficie metálica. Este mecanismo es característico de materiales metálicos expuestos a gases y vapores calientes.

El mecanismo consiste en la reacción química heterogénea directa entre las superficies metálica y un gas agresivo que generalmente es el  $O_2$ , con formación de películas de óxido, a través de reacciones del tipo:



La reacción tiene las mismas posibilidades de producirse sobre cualquier punto de la superficie, por lo que el fenómeno, desde el punto de vista morfológico, suele ser homogéneo o generalizado.

Los productos de corrosión están formados generalmente por óxidos que se originan in situ sobre la superficie metálica, de manera que si estos no funden o volatilizan a la temperatura del material, introducen un efecto barrera, entre el metal y el gas agresivo dificultando en mayor o menor medida. En muchos casos ese óxido se cae o desmorona por ser muy pesado.

Esto es así hasta el punto de que la selección de materiales metálicos resistentes a la corrosión a alta temperatura se basa fundamentalmente en la elección de la aleación capaz de generar, en el medio y a la temperatura a los que va a operar, capas de productos de corrosión que impidan lo mas posible el contacto entre el metal y el medio de ataque (capas de productos oxidados protectoras).

Se usan aleaciones de  $5Cr - \frac{1}{2} Mo$  ó  $9Cr - \frac{1}{2} Mo$  en hornos, calderas y líneas de proceso a altas temperaturas.

También es común el uso de aceros inoxidables  $13Cr$  y aleaciones  $50Cr - 50Ni$  sobre todo en los soportes de tubos de hornos.

### **CAPITULO 3**

#### **FUNDAMENTOS DE REFINACION DE PETROLEO**

La refinación del petróleo en el mundo es llevada a cabo por uno de los complejos industriales más grandes de todos los tiempos, tanto por el número de empresas dedicadas a ello y el enorme capital invertido en las numerosas refinerías existentes, como por la diversidad de origen y calidad de los crudos refinados, la variedad de los productos obtenidos y la cantidad de procesos y operaciones requeridos para obtenerlos.

Los crudos que alimentan las refinerías de los cuatro continentes pueden ser livianos, con un alto contenido de naftas y aceites destilables o pesados con un bajo porcentaje de naftas y aceites destilables e igualmente un gran contenido de fracciones pesadas no destilables; pueden ser de base nafténica, asfáltica o parafínica; pueden tener muy diversos contenidos de azufre, agua y sedimentos y, en general, rendir productos que varían grandemente en cantidad y calidad. Los productos obtenidos del petróleo por las refinerías existentes pasan de los mil doscientos y pueden ser gases industriales, gasolinas de motor, gasolinas de aviación, solventes, kerosenes, combustibles para aviones de propulsión a chorro, combustibles destilados, aceites lubricantes, grasas, ceras, aceites metalúrgicos, combustibles pesados, coke, asfaltos y especialidades asfálticas, materias primas para la fabricación de cauchos sintéticos, plásticos, insecticidas, herbicidas y un sin número de otros productos especiales que sería largo

enumerar, pero que se han hecho indispensables a la industria y a la sociedad modernas tanto en tiempos de paz como de guerra.

Para obtener esta gran variedad de productos en las numerosas refinerías existentes se emplea una serie de operaciones y procesos industriales entre los cuales podemos mencionar la destilación fraccionada de crudos y productos, la descomposición térmica de crudos pesados y productos residuales, la descomposición catalítica de aceites destilados medianos, la reformación térmica o catalítica de las naftas, la isomerización, alquilación y polimerización de los gases, y muchos otros que en una u otra forma contribuyen a mejorar la calidad de los productos o a aumentar la eficiencia y el rendimiento económico de toda la industria de refinación.

### 3.1 Destilación Fraccionada

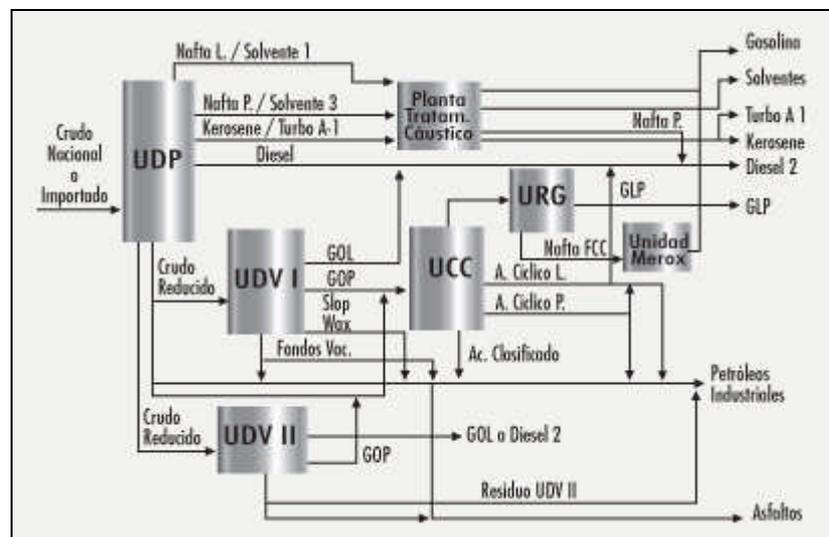
Entre los procesos arriba mencionados, al que puede decirse que sirve de base a toda la industria de refinación es la destilación fraccionada de los crudos y productos. Es difícil poder concebir una instalación industrial dedicada a la manufactura de derivados del petróleo en que no se use en uno u otro momento este versátil proceso de separación.

En efecto, por medio de la destilación fraccionada se pueden separar los diferentes hidrocarburos o grupos de hidrocarburos que constituyendo mezclas complejas no tienen utilidad inmediata; pero que una vez separados encuentran infinidad de usos y constituyen la serie de valiosos productos mencionados con anterioridad. La destilación fraccionada encuentra aplicación en la separación de los crudos en sus numerosos componentes; en la separación del exceso de gases no condensables presentes en las gasolinas; en la separación de los productos obtenidos por descomposición térmica o catalítica de los crudos o de sus residuos o fracciones; en la separación de gases y productos obtenidos por medio de la refinación térmica o catalítica de las naftas; en la separación de gases y productos obtenidos por la isomerización, alquilación o polimerización de los gases del petróleo. En general, puede decirse que la destilación fraccionada se usa en la industria del petróleo siempre que se desee separar una mezcla

de hidrocarburos para obtener de ella aquellos componentes o mezclas que tienen algún valor comercial.

La separación de los componentes de una mezcla por medio de la destilación fraccionada se basa en la diferencia existente en el punto de ebullición de los componentes de la mezcla que se desean separar. En efecto, los petróleos crudos y los productos obtenidos de ellos por medio de la destilación fraccionada o por medio de procesos termoquímicos, están constituidos por mezclas de gran número de hidrocarburos, es decir, de compuestos químicos cuyas moléculas se encuentran formadas por átomos de carbono y de hidrógeno, la volatilidad de los cuales disminuye a medida que aumenta el número de átomos de carbono presentes en la molécula. Así los hidrocarburos que constituyen las mezclas conocidas con el nombre de gasolinas tienen una volatilidad mayor, es decir, poseen un punto de ebullición menor, o a una temperatura dada alcanzan una presión de vapor mayor que los hidrocarburos que forman las mezclas conocidas con el nombre de kerosenes; igualmente, los hidrocarburos que constituyen el kerosene son más volátiles, y se evaporan más fácilmente, que los hidrocarburos que forman las mezclas conocidas con el nombre de gasóleos.

Figura 7  
Diagrama de Flujo de un proceso de Refinación de Petróleo



Para obtener los componentes de una mezcla por medio del proceso de destilación fraccionada es necesario realizar una serie de operaciones que consisten esencialmente en calentamiento, evaporación, enfriamiento y condensación. Estas operaciones se llevan a cabo en equipos especialmente diseñados para realizarlas con un máximo de eficiencia. El calentamiento de la mezcla de hidrocarburos que se desea fraccionar se puede realizar en calentadores de vapor, en hornos de tubos o por cualquier otro sistema que además de ser económico y eficiente reúna aquellas condiciones de seguridad requeridas en esta clase de operaciones.

### 3.1.1 Hornos

Los hornos de tubos consisten en unas cámaras de combustión y cámaras convectivas de tamaño muy variable, las cuales están provistas a lo largo de sus paredes de una gran cantidad de quemadores de gas u otro combustible, cuyo número depende de la cantidad del mismo que se vaya a quemar. A lo largo del techo, de las partes superiores de las paredes, y, en ciertos casos, del suelo del horno, se encuentran los tubos a través de los cuales fluye a considerable velocidad el líquido que se desea calentar. El calor liberado por la combustión del gas o aceite en los quemadores es transmitido de los gases sobrecalentados en la cámara de combustión al líquido frío a través de las paredes de los tubos. El número de tubos necesarios en un horno es una función, tanto de la cantidad de calor necesaria para calentar al crudo hasta la temperatura deseada, como de las condiciones en que se realiza este calentamiento.

### 3.1.2 Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor consisten en grandes cilindros que contienen en su interior numerosos tubos de diámetro pequeño, colocados a lo largo del eje del cilindro y dejando cierta distancia entre ellos. La mezcla de hidrocarburos que se desea calentar fluye, dentro del cilindro, por la parte exterior de los tubos y perpendicularmente a ellos, gracias a unos tabiques (baffles) colocados dentro de aquél; por la parte interior de los tubos

corre el líquido o vapor caliente, en forma tal que su calor puede pasar a través de las paredes de los tubos para ser recibido por la mezcla de hidrocarburos fríos.

### 3.1.3 Columnas de destilación o fraccionamiento

La destilación o fraccionamiento propiamente del petróleo o de las mezclas de sus derivados se lleva a cabo en columnas de fraccionamiento cuyo diseño se basa en principios sencillos; pero que requieren laboriosas operaciones matemáticas para su aplicación práctica. Las torres de fraccionamiento usadas comúnmente en la industria del petróleo consisten en cilindros verticales de longitud y diámetro que varían mucho en dimensiones. Estos cilindros están provistos de orificios a través de algunos de los cuales se introduce la mezcla que se va a fraccionar, o se extraen los productos obtenidos durante el proceso, sirviendo el resto para extraer o introducir en la torre los llamados reflujos, cuya función explicaremos más adelante.

El interior de las torres de fraccionamiento se encuentra dividido por tabiques en forma de segmentos circulares, colocados a cierta distancia uno de otro, en posición perpendicular al eje de la torre.

Estos tabiques reciben el nombre de platos o bandejas y su número depende tanto del grado de fraccionamiento a que se desee someter la mezcla y de la composición de ésta como de la eficiencia con que se quiera llevar a cabo la separación. Los platos o bandejas se encuentran perforados por orificios cuyo diámetro puede variar entre 5 y 15 centímetros, los cuales están provistos de unas chimeneas o pequeños cilindros de diámetro igual al del orificio, que proyectándose de la parte superior del plato son rematados por un techo circular de bordes dentados. El borde curvilíneo de los platos se encuentra en contacto directo con las paredes de la torre, mientras que el borde rectilíneo se encuentra separado de ellas y posee a todo su largo un reborde de pocos centímetros de alto, el cual, sobresaliendo del plato, se prolonga verticalmente hacia el plato inferior, pero sin llegar hasta él. El espacio existente entre esta prolongación

descendente del reborde de los platos y las paredes de la torre de fraccionamiento permite el paso de los vapores condensados de un plato de la torre a los platos inferiores. Por otra parte, los orificios existentes en los platos sirven para permitir el paso de los vapores en su marcha ascendente de plato en plato por la torre. Las chimeneas y techos circulares de los orificios tienen por objeto, las primeras, evitar que el líquido descienda por éstos, y los segundos, que se establezca un contacto lo más perfecto posible entre la masa de los vapores y los líquidos que corren por los platos en dirección al borde rectilíneo de los mismos.

En una operación sencilla de destilación fraccionada, es decir, una en que sólo se desea obtener un producto destilado y un residuo, se calienta la mezcla de hidrocarburos que se ha de fraccionar hasta una temperatura algo superior al punto final de destilación del producto que se desea obtener como destilado. En esta forma se evaporan todos los componentes del producto destilado y permanecen en forma líquida los componentes del residuo, de tal manera que la torre se alimenta con una mezcla heterogénea de dos fases, una líquida y la otra gaseosa. Al llegar a la torre de destilación se separan las dos fases, ascendiendo por ella todos los compuestos en estado de vapor y descendiendo a su fondo todos aquellos que se encuentran en estado líquido. La temperatura final de destilación del producto destilado, es decir, el punto de separación entre éste y el residuo, se controla por medio de la temperatura que se fije en el plato superior de la torre. Para controlar la temperatura en el plato superior, o en cualquier otro punto de la torre, el procedimiento usado consiste en extraer de ella el calor que sea necesario. Esta extracción de calor se verifica por medio de los reflujos. Los reflujos consisten en corrientes de líquidos calientes que se extraen de la torre por medio de bombas centrífugas y tuberías apropiadas y que una vez enfriados en intercambiadores de calor son introducidos de nuevo en la torre. En esta forma, parte del calor contenido en la corriente de líquidos, extraída como reflujo de la torre, es transferida a una corriente de otros hidrocarburos, tales como la mezcla que se está fraccionando,. Por este procedimiento se realiza una economía en el combustible que es necesario quemar en el

horno de calentamiento. Con anterioridad dijimos que al calentar la mezcla de hidrocarburos se evaporan todos los componentes del producto destilado y que los del residuo permanecían en forma o estado líquido. En realidad, esta es una forma bastante simple de presentar los hechos, ya que si esto fuera cierto se haría innecesario el uso de las torres de fraccionamiento, pues bastaría calentar cualquier mezcla de hidrocarburos hasta una temperatura dada y luego separar las fases líquidas y gaseosa para obtener los productos deseados. Este tipo de destilación es conocido con el nombre de "evaporación instantánea" o "destilación en equilibrio" y es bastante usado en la industria petrolera, pero con él no se logra una separación tan eficiente como la obtenida por medio de la destilación fraccionada. La verdad es que al calentar la mezcla de hidrocarburos los vapores que se forman están constituidos en su mayor parte por componentes del producto destilado; pero también contienen una buena cantidad de compuestos que desearíamos obtener como componentes del residuo. Para lograr una separación más perfecta de los componentes del destilado y del residuo es para lo que es necesario recurrir a las torres de fraccionamiento. Dentro de éstas se verifica una serie, tan numerosa como platos haya en la torre, de evaporaciones y condensaciones, después de cada una de las cuales los vapores se enriquecen en componentes del destilado y se empobrecen en componentes del residuo, hasta que al llegar al plato superior de la torre y verificarse la última de estas evaporaciones la separación de los dos productos, destilado y residuo, es prácticamente completa.

En una operación más compleja de destilación fraccionada, es decir, una en que se desea obtener varios productos destilados y un residuo, el procedimiento es esencialmente igual al descrito, con la diferencia de que la columna de fraccionamiento usada parece más complicada por estar constituida por tantas secciones y poseer tantos reflujos como productos destilados se desea obtener. Cada una de estas secciones, colocada una encima de la otra, no es más que una torre de destilación sencilla como la descrita anteriormente, el producto destilado de la cual sirve de alimentación a la sección

colocada directamente sobre ella, donde es a su vez fraccionado en un producto destilado y un residuo.

Por medio del proceso de destilación fraccionada, como debe comprenderse, se puede obtener de un crudo, o mezcla de hidrocarburos, solamente aquellos productos destilables que se encuentran naturalmente en él, ya que durante el proceso no se verifica ningún cambio químico por el que se pudiera aumentar o disminuir la proporción de los distintos componentes de la mezcla original. Los productos obtenidos, sin embargo, varían en cantidad y calidad de acuerdo con el crudo y con las condiciones en que se lleva a cabo la operación

Los procesos de destilación fraccionada están muy lejos de ser, por sí solos, completamente satisfactorios, ya que, como se dijo antes, por medio de ellos es posible obtener de un crudo solamente aquellos productos que él naturalmente contiene, y esta restricción puede tener graves consecuencias en una industria tan competitiva y con un mercado tan exigente como lo es la industria del petróleo.

En efecto, si la industria se hubiera atendido a obtener de los crudos solamente aquellos productos que la naturaleza le ofrecía, muy pronto se hubiera encontrado en una situación gracias a la cual, por un lado no hubiera podido satisfacer la demanda de ciertos productos en cuanto a cantidad y calidad, y por otro se hubiera encontrado con un excedente de ciertos productos para los cuales la demanda fuera relativamente menor. Esta situación es debida a que la naturaleza, no siempre ofrecía los productos deseados en la proporción debida con respecto a la demanda de esos mismos productos. La cantidad de gasolina que se puede obtener naturalmente de un crudo es de sólo un diez a veinte por ciento, mientras que la cantidad de fuel oil que puede obtenerse del mismo alcanza a sesenta y dos por ciento, de tal modo que para satisfacer la demanda de gasolina, siempre en aumento, hubiera sido necesario destilar más y más crudo, obteniendo en esta forma más y más aceite combustible para el cual quizás la demanda

no estuviera aumentando en la misma proporción. Para salvar la dificultad que presentaba este exceso en la disponibilidad de ciertos derivados naturales del petróleo, mientras había una escasez en la disponibilidad de otros, la industria de refinación hubo de idear ciertos procesos que le dieran flexibilidad a la industria, permitiéndole satisfacer la demanda de un producto dado sin que a la vez creara un exceso en la existencia de otros. Los procesos de craqueo térmico y catalítico, así como los de alquilación, isomerización y polimerización junto con otros que les son afines vinieron a resolver el problema. En efecto, por medio de estos procesos se pueden convertir los derivados naturales del crudo de uno a otro, variando en esta forma la cantidad relativa de los productos obtenidos y permitiendo así satisfacer las demandas del mercado en forma más balanceada.

### 3.2 Craqueo térmico y craqueo catalítico

Por medio del proceso de craqueo térmico podemos obtener gasolinas y aceites destilados medianos a partir del fuel oil o residuo natural de un crudo aumentando así la proporción de aquellos y disminuyendo la de éste; por medio de los procesos de craqueo catalítico es posible obtener gasolinas a partir de los aceites destilados medianos obtenidos por destilación de un crudo, o por craqueo térmico de un residuo, variando también en esta forma la proporción de los derivados naturales del crudo original; por medio de los procesos de polimerización y alquilación es posible obtener gasolinas de alta calidad a partir de ciertos gases obtenidos como derivados secundarios en algunos de los procesos de Refinación mencionados con anterioridad.

Craqueo es el término comúnmente usado para señalar la descomposición térmica de los hidrocarburos, especialmente cuando esta descomposición se lleva a cabo principalmente para producir combustibles de motor a partir de aceites destilados pesados o aceites residuales. El objeto del craqueo térmico es producir hidrocarburos livianos que puedan ser usados como componentes de las gasolinas. Una ventaja adicional de este proceso es que las gasolinas que por medio de él se obtienen tienden a

pistonear menos que las gasolinas vírgenes obtenidas directamente del petróleo, siendo consideradas por lo tanto de mejor calidad que éstas.

Los factores más importantes en el craqueo térmico y catalítico son la velocidad de reacción y los fenómenos de equilibrio y que es importante por lo tanto conocer el efecto del tiempo, temperatura y presión sobre esos factores. Dentro de ciertos límites el tiempo y la temperatura son intercambiables, es decir, que si se permite que las reacciones tengan lugar por un tiempo más corto, a mayor temperatura se obtendrán los mismos resultados que si se lleva a efecto la reacción por mayor tiempo a menor temperatura. Fuera de los límites mencionados existe una temperatura mucho menor a la cual los hidrocarburos son estables y por lo tanto no se producirá ningún cambio químico aunque el tiempo sea muy largo; y una temperatura mayor a la cual la reacción es tan violenta que no puede ser controlada por el tiempo.

Las reacciones que tienen lugar durante el proceso de descomposición térmica pueden ser consideradas como de dos clases. Unas son tenidas como reacciones primarias en que los compuestos que constituyen la mezcla que está siendo sometida a craqueo se encuentran en equilibrio con los productos de la descomposición ó en otro caso forman fragmentos no reversibles. Las otras reacciones son consideradas como secundarias. La temperatura tiene una influencia decisiva en las reacciones primarias, mientras que el tiempo tiene gran influencia en las reacciones secundarias.

El efecto principal de la presión en los procesos de descomposición térmica es que ella permite llevar a cabo el proceso en las fases líquida o gaseosa según se desee. La presión debe mantenerse suficientemente alta como para que todos los compuestos, excepto aquellos que forman las gasolinas y los gases, se encuentren en estado líquido, pues en otra forma se escaparían en forma de vapor sin dar tiempo a la descomposición deseada.

La descomposición térmica de derivados del petróleo se lleva a cabo por calentamiento en hornos de tubos similares a los descritos con anterioridad, los cuales se encuentran además provistos de cámaras de reacción donde se completa el proceso de descomposición. Los productos de la descomposición son luego separados en separados en columnas de fraccionamiento apropiadas.

## **CAPITULO 4**

### **REFINERIA CONCHAN**

#### 4.1 Ubicación Geográfica

Refinería Conchán se encuentra ubicada en el kilómetro 26.5 de la carretera Panamericana Sur, Distrito de Lurín, Departamento de Lima, cuenta con un terreno de 50 hectáreas a orillas del mar. La zona de producción propiamente dicha está destinada a la Refinería, sus tanques de petróleo y sus tanques de combustibles en un área de 182.1 mil metros cuadrados; existiendo un área de 219.9 mil metros cuadrados disponible para el crecimiento futuro de sus operaciones. También dispone de un área de almacenaje para productos químicos.

Los límites de Refinería Conchan son:

- Por el Norte con los AA. HH. Valle de Jesús y Capilla del distrito Villa el Salvador, ubicados en la zona llamada Lomo de Corvina y un terreno propiedad de terceros.
- Por el Sur limita con las Lomas de Mamacona y el Terreno Iturwill, en estos momentos se está analizando la adquisición de este terreno para futuras ampliaciones de la planta.
- Por el Este con los AA. HH. 20 de Octubre, Villa Unión y Víctor Chero del distrito Villa el Salvador, ubicados en la zona llamada Lomo de Corvina.
- Por el Oeste con la Playa Conchán.

La zona Norte y Este de la refinería también pertenece a Lomo de Corvina. En esta área se ubican tanques de almacenamiento de productos blancos.

En la franja Occidental, distribuidas de norte a sur se ubican: planta de ventas, tanques de almacenamiento, oficinas, laboratorio, talleres, almacenes, planta de procesos, y una laguna artificial que se alimenta de las afloraciones de la napa freática.

Figura 8  
Ubicación Geográfica de Refinería Conchán



En Playa Conchán, se ubica el Amarradero donde anclan los buques para descargar o recibir crudo o productos por medio del sistema multiboyas, mediante las líneas submarinas que posteriormente ingresan a la Refinería.

La Unidad de Destilación Primaria tiene una capacidad de procesamiento de 13.5MBD de petróleo crudo, y la Unidad de Vacío tiene una capacidad de 10.0MBD

#### 4.2 Evolución cronológica

Refinería Conchán fue construida y diseñada por la Compañía CHEVRON CALIFORNIA, utilizándose para la construcción y montaje de sus unidades, los servicios de la Compañía Fluor Corporation Ltd. (Canadá). La Refinería, inició sus operaciones en el

año 1961, con la Unidad de Destilación Primaria (UDP) de 4.6MBD y una Unidad Flash (UF) de 2.0MBD, diseñada para procesar crudos de 41°API en su UDP y 10°API (Crudo Boscan Venezolano) en su UF. Esta Refinería se construyó para abastecer la creciente demanda de combustibles destilados del petróleo crudo y residual 6 en la Región Lima Metropolitana.

La ubicación fue seleccionada por su proximidad a la mayor consumidora de residual 6 que en ese entonces era Cementos Lima S.A. y por otro lado, debido a que la playa ofrecía una ventaja natural para la instalación de un amarradero de barcos de hasta 60 pies de calado, 600 pies de eslora y 70000 DWT (a una distancia de 600 metros del borde de la playa).

Posteriormente Refinería Conchán sufrió un cambio importante en el año 1967 al construirse una Unidad de Destilación al Vacío (UDV) de 4.4MBD. Esta Unidad incluyó un tren de pre-calentamiento de crudo con los productos laterales y de fondo, lo cual permitió aumentar la capacidad de la UDP a 8.0MBD para crudos de 32°API así como la ampliación de las capacidades de tancaje y las unidades de servicios industriales. En el año 1973 la Refinería Conchán pasó a la administración de PETROPERÚ S. A.

En junio de 1977 con la ampliación de la capacidad de refinación que se había realizado en refinería La Pampilla (PETROPERÚ) de 35MBD a 100MBD, se generó un exceso de capacidad de refinación razón por la cual se cerró temporalmente Refinería Conchán. En esta situación permaneció hasta junio de 1980, año en que entra en servicio nuevamente la Unidad de Vacío para atender la demanda de asfaltos para pavimentación.

En 1983, año en que el Fenómeno del Niño afectó las operaciones de Refinería Talara, Refinería Conchán reanudó su funcionamiento, junto con su respectiva Planta de Ventas.

Desde 1996, con la influencia de nuevos esquema de producción y de mercado Refinería Conchán inicia un proceso de mejora hasta alcanzar una capacidad de procesamiento de 13.5 MBD, además de contar con el primer Sistema de Control Distribuido (DCS) en refinerías peruanas

#### 4.3 Proceso de Destilación

El crudo procedente de los tanques de almacenamiento es bombeado a través de dos circuitos de precalentamiento (el circuito 1 intercambia calor con productos de la Unidad de Destilación Primaria y el circuito 2 intercambia calor con los productos de la Unidad de Destilación al Vacío); donde alcanza una temperatura entre los 445 y 485 °F, luego pasa al horno F-1 (zona convectiva y zona radiante) y se calienta hasta una temperatura entre 625 °F y 640 °F; En la columna de Destilación Primaria, los productos se separan de acuerdo a sus temperaturas de ebullición de la siguiente manera:

Un producto de tope (Gasolina) pasa por los intercambiadores de calor E-1, E-1A, E-1B, por el aerorefrigerante E-6 para entrar al acumulador V-1; el condensado pasa por el aerorefrigerante E-9 y luego se distribuye para el reflujo interior y a la zona de tanques; los vapores que salen del V-1 pasan por el aerorefrigerante E-15 y llegan al acumulador V-2, la gasolina condensada se va para la zona de tanques y los incondensables se van hacia el KO-Drum. La Gasolina que se envía a tanques pasan por su sistema de tratamiento cáustico (tratamiento con soda 5°Bé, agua, sal), cuando se produce Solvente N°1 además del tratamiento cáustico se pasa por un tratamiento de carbón activado para su deodorización, y finalmente el producto se envía a su tanque de almacenamiento.

Figura

El primer producto lateral (Solvente N° 3/MC) pasa por el despojador C-5 y el aerorefrigerante E-8; Cuando se produce Solvente N° 3, este pasa por un Decantador previo ingreso al sistema de tratamiento cáustico (tratamiento con soda 8°Bé, agua, sal), luego pasa a un tratamiento con carbón activado para su deodorización con carbón activado, Cuando se produce Solvente MC, el producto pasa por un sistema de deshidratación. Finalmente el producto es enviado a su tanque de almacenamiento.

El Segundo corte lateral (kerosene) pasa por el despojador C-2, intercambiador E-2 y el aerorefrigerante E-7; luego se envía a un sistema de deshidratación con un filtro de sal y finalmente a su tanque de almacenamiento.

El tercer corte lateral (Diesel-2) pasa por el despojador C-3, una corriente de Diesel pasa por el intercambiador E-4 para luego regresar a la columna como reflujo interno; la otra corriente de Diesel pasa por los intercambiadores E3A, por el aerorefrigerante E-10, luego se envía a un sistema de deshidratación (coalescedor y filtro de sal), para luego, finalmente, ser enviado a su tanque de almacenamiento.

El producto de fondo (crudo reducido), pasa por el intercambiador E-5A, y E-5B y por el Horno F-2 (zona convectiva y zona radiante) entrando luego a la Unidad de Destilación al Vacío.

El crudo reducido, procedente del fondo de la Unidad de Destilación Primaria, después de pasar por el intercambiador E-5A/B pasa al horno F-2 (zona convectiva y zona radiante) donde se calienta hasta una temperatura adecuada para su fraccionamiento en la columna al vacío que oscila entre los 680 °F y los 750 °F; El sistema de producción de vacío de una etapa (K-1A) permite operar la columna hasta con un vacío de 2.0 psia; El sistema de vacío de tres etapas (K-1, K-2 y K-3) permite obtener un vacío de 0.7 psia en la columna. Los productos se separan de acuerdo a sus temperaturas de ebullición de la siguiente manera:

Un producto de tope (Nafta de Vacío) que pasa por el aerorefrigerante (E-32), por el sistema de vacío (de una etapa ó de tres etapas) y se va a los acumuladores (V-4 ó V-4A y V-4B), la nafta pasa por un decantador para la eliminar la presencia de agua y, finalmente, se va al pool de Diesel-2.

El primer corte lateral (Gasóleo Liviano de vacío - LVGO), que pasa por el intercambiador E-33B y el aerorefrigerante E-34A; una corriente retorna a la columna como reflujo interno y otra corriente se une a la línea de Diesel primario para pasar el tratamiento de deshidratación y luego ser enviado al pool de diesel.

El segundo corte lateral (Gasóleo pesado de vacío – HVGO), pasa por el intercambiador E-33A. Una corriente se retorna a la columna como reflujo interno y otra corriente pasa por el aerorefrigerante E-34B, finalmente es enviado a tanque de almacenamiento.

El producto de fondo de la Unidad de destilación al Vacío pasa por el intercambiador E-35A/35B y E-35C/35D para luego ser enviado a tanque. De acuerdo a las especificaciones del producto se realiza la preparación de residuales y asfaltos.

## **CAPITULO 5**

### **CORROSION EN EL TOPE DE UNIDADES DE DESTILACION PRIMARIA**

Los problemas de corrosión en la zona superior de las columnas de destilación primaria se deben fundamentalmente, a la acción corrosiva de los ácidos clorhídrico (HCl) y sulfhídrico (H<sub>2</sub>S).

#### 5.1 Corrosión por ácido clorhídrico

Todos los crudos contienen cantidades variables de sales disueltas en el agua. De estas sales, los cloruros de calcio (CaCl<sub>2</sub>), magnesio (MgCl<sub>2</sub>) y sodio (NaCl), por acción de la temperatura en el rango de la salida de los hornos, se hidrolizan formando ácido clorhídrico (HCl).

El cloruro de magnesio se hidroliza entre 50 a 95% para formar ácido clorhídrico en un rango de temperatura de 350 a 700 °F. El cloruro de calcio se hidroliza mucho menos en el mismo rango de temperaturas con solo un 5 a 15%.

Las reacciones de formación de estos productos son las que se muestran a continuación:

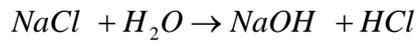
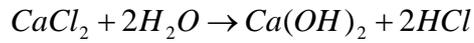
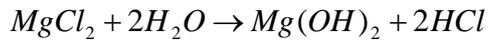
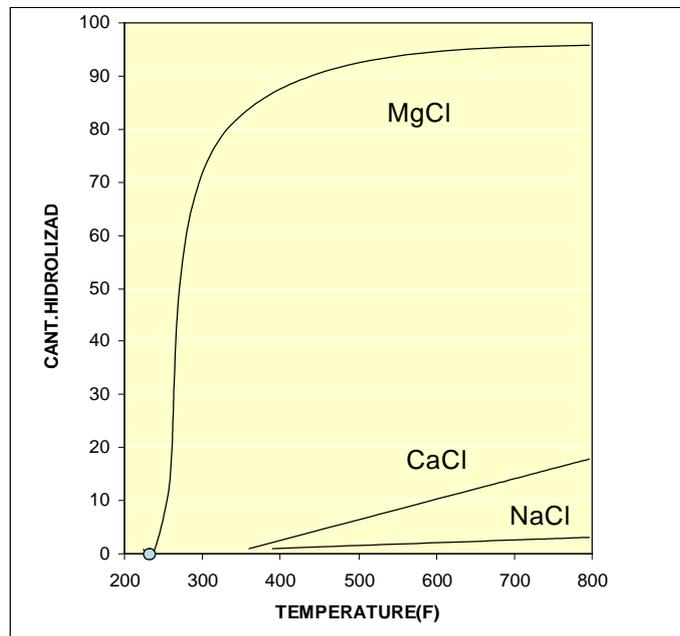


Figura 9  
Hidrólisis de cloruros de magnesio, calcio y sodio.



El cloruro de sodio es térmicamente estable en el rango de temperatura de la carga a la unidad de destilación primaria, y no se hidroliza para formar ácido clorhídrico. Sin embargo, existe la posibilidad que pequeñas cantidades de cloruro de sodio puedan hidrolizarse en el horno y columna de destilación al vacío.

La formación de ácido clorhídrico se produce a partir de los 250°F en los trenes de intercambiadores de calor y posteriormente en los hornos. En el horno de la Unidad de Destilación Primaria y en la zona inferior y media de la columna de destilación (temperaturas en el rango de 610-650°F) no existe agua en estado líquido, por lo tanto,

no se presenta corrosión por ácido clorhídrico, ya que el ácido clorhídrico seco no es agresivo, pero en presencia de agua es sumamente corrosivo.

Sin embargo, en la parte superior de la columna, puede condensarse el vapor de despojamiento (vapor de stripping) utilizado en el proceso, lo que iniciaría el ataque del ácido clorhídrico en el tope de la unidad de destilación. El vapor de despojamiento se condensa principalmente por dos motivos; el primero debido a la menor temperatura (100-110°F) con la que el reflujo de gasolina ingresa al tope de la columna, el cual se encuentra en el rango de 220-250°F. Es así, que se da la transferencia de calor sensible y latente, entre los vapores de hidrocarburo del tope y el reflujo entrante a la columna, como resultado de la transferencia de calor, una fracción de los vapores de hidrocarburo y vapores de agua se condensan, produciéndose en ese momento el ataque del ácido clorhídrico sobre el interior de la columna.

La segunda causa, se debe por mantener las condiciones de operación de la columna de destilación, a una temperatura menor a la del punto de rocío del agua (dew point). Para evitar que esto suceda, la temperatura de tope debe operarse entre 10 y 20 °F por encima del dew point; el cual se calcula de la siguiente manera:

$$PP_w = \left( \frac{M_w}{M_w + M_{HC}} \right) x P_T$$

donde,

$PP_w$  : Presión parcial del agua

$M_w$  : Moles de agua en el tope de la columna

$M_{HC}$  : Moles de producto en el tope mas el reflujo

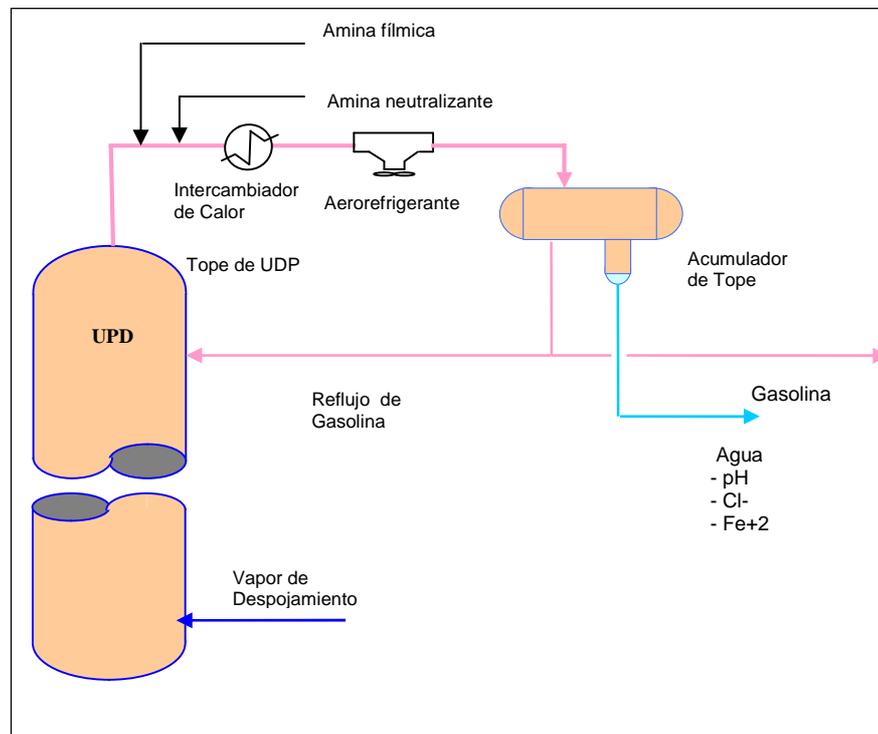
$P_T$  : Presión de tope de la columna.

De las tablas de vapor de agua, se determina la temperatura de saturación a la que corresponde la presión parcial del agua en el tope de la columna ( $PP_W$ ). Esta temperatura viene a ser el dew point para las condiciones de operación bajo las que se calculó.

El Sistema de Control Distribuido (DCS) nos brinda la información histórica del proceso necesaria para determinar las condiciones operativas requeridas para calcular el flujo molar del agua en el tope de la columna, la cual viene a ser igual al vapor total de despojamiento utilizado; así como el flujo molar de gasolina.

La determinación de la masa molecular de la gasolina, la cual es requerida para completar el cálculo de su flujo molar, se detalla en el Anexo 2.

Gráfico 2  
Sistema de Tope de la Unidad de Destilación Primaria



La corrosión por ácido clorhídrico se ve agravada por la presencia de ácido sulfhídrico, ya que el cloruro de hierro ( $FeCl_2$ ) formado por el ataque del ácido clorhídrico, reacciona nuevamente para formar más ácido clorhídrico, tal como lo muestran las siguientes reacciones:



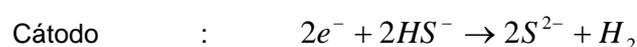
Los mecanismos de corrosión, vienen a ser lo que se detallan a continuación:

### 5.1 Corrosión por ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) – Baja temperatura o corrosión acuosa

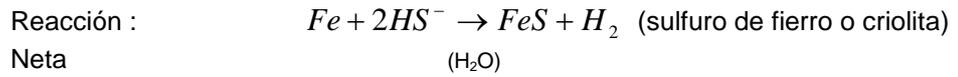
También conocido como corrosión por bisulfuros, pues el  $H_2S$  no ataca al metal directamente sino que en el medio acuoso ácido forma los compuestos bisulfuros. La cantidad de  $H_2S$  final, no tiene relación directa con la cantidad de azufre total del crudo, sino con la naturaleza de estos compuestos y su capacidad para formar  $H_2S$ . La corrosión del hierro en presencia de  $H_2S$  y agua es dependiente de la disociación de las moléculas de sulfuro de hidrógeno y este depende del pH del medio.



La corrosión por  $H_2S$  ocurre cuando el metal es expuesto al gas ácido en presencia de humedad, el ataque es del tipo picadura con formación de un óxido negro llamado sulfuro de hierro ( $FeS$ ), evidencia definitiva del ataque del  $H_2S$ , de acuerdo a la siguiente reacción:

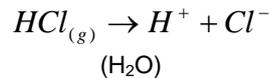


-----

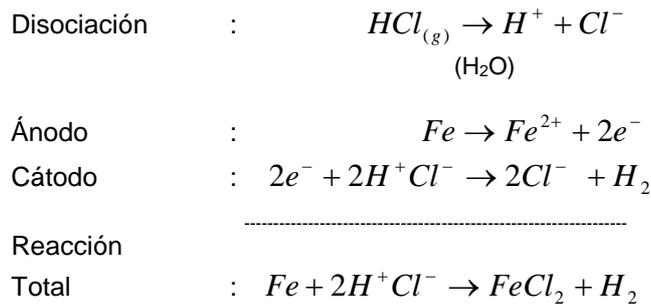


5.2 Corrosión por ácido clorhídrico (HCl) – Baja temperatura o corrosión acuosa

El agua líquida disocia al ácido clorhídrico gaseoso. Siendo susceptible de conducir energía eléctrica y materia.



El mecanismo de reacción del ácido clorhídrico sobre las paredes de la columna así como accesorios y equipos es el siguiente:



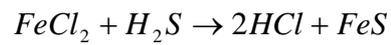
5.3 Corrosión por ácido clorhídrico (HCl) y ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>S), acción combinada-  
 corrosión acuosa

La corrosión electroquímica (implica decir en presencia de agua) del sistema H<sub>2</sub>S-HCl aparece en los sistemas de tope de las columnas de destilación; afectan condensadores, calentadores, acumuladores de reflujo, líneas de vapor, reflujo de gasolina y bombas, pero el efecto combinado H<sub>2</sub>S-HCl en los sistemas de tope parecen ser más complicados por la presencia de ácidos orgánicos ligeros particularmente disueltos en el agua.

Cuando hay presencia de estos agentes corrosivos, la corrosión no solo es debida a la acción del H<sub>2</sub>S, sino también a la acción del HCl.

El HCl y H<sub>2</sub>S en presencia de humedad causan una brusca reacción de corrosión especialmente en la vecindad de la zona de condensación (150-250°F).

Esta corrosión se ve acelerada por las siguientes reacciones:



Como se ve, la corrosión no solo es debida a la acción del H<sub>2</sub>S, sino también a la acción del ácido clorhídrico, como consecuencia se da la formación de una película negra de sulfuro de hierro (FeS) y la regeneración del agente ácido clorhídrico.

## **CAPITULO 6**

### **TRATAMIENTO DEL PETRÓLEO CRUDO Y CONTROL DE LA CORROSIÓN**

El petróleo crudo es una mezcla de hidrocarburos, los cuales se conforman de carbono e hidrógeno, el primero en proporción del 76 al 86% y el segundo del 10 al 14%, en una extensa variación de combinaciones; además en este se hallan pequeñas cantidades (5% aproximadamente) de otros elementos como oxígeno, nitrógeno, más algunos metales como hierro, vanadio, aluminio, calcio y sodio.

Se encuentra localizado en el subsuelo, impregnado en formaciones de tipo arenoso o calcáreo y asume los tres estados de la materia: sólido, líquido y gaseoso, dependiendo de la composición, temperatura y presión en que se encuentre. Frecuentemente se le localiza asociado con agua emulsionada hasta en un 30% y en algunos casos contiene yoduros y bromuros.

El petróleo extraído de los campos contiene sales como, cloruros de sodio, magnesio y calcio. Estas sales se hidrolizan a las condiciones de operación del Proceso de Destilación, formando ácido clorhídrico, el cual corroe las Unidades de Proceso como intercambiadores de calor, acumuladores, platos, copas de burbujeo y accesorios del sistema.

Para disminuir el efecto de estos contaminantes en la planta de procesos, el crudo descargado de los buques tanques a los tanques de refinería, debe ser tratado y preparado antes de ser carga para las unidades de fraccionamiento.

Una vez finalizada la descarga de crudo, se lleva a laboratorio muestras a distintos niveles del tanque, generalmente tres muestras: a tres pies del fondo, centro del tanque, y a tres pies del tope del mismo, y se analizan sus propiedades físicas, gravedad API, el porcentaje de agua y sedimentos (BSW) y el contenido de sales. Estas propiedades sirven de referencia para detectar contaminaciones con otros productos y/o agua de mar, originados en el buque tanque; y a su vez de herramienta para estimar el tiempo de reposo que requerirán los tanques de almacenamiento al finalizar la descarga para que el agua dispersa en el crudo coalesca.

Posteriormente, el agua precipitada por gravedad es drenada hasta que la cantidad de agua, sedimentos y sales disminuyan por debajo de 0.5% y 20 PTB respectivamente.

#### 6.1 Desalado

El propósito del proceso de desalado es retirar la sal y otras impurezas del aceite crudo. Estas sales normalmente se disuelven en el agua residual y están presentes como gotas pequeñas tan ampliamente dispersada que es imposible, o por lo menos antieconómico, separarlas por gravedad.

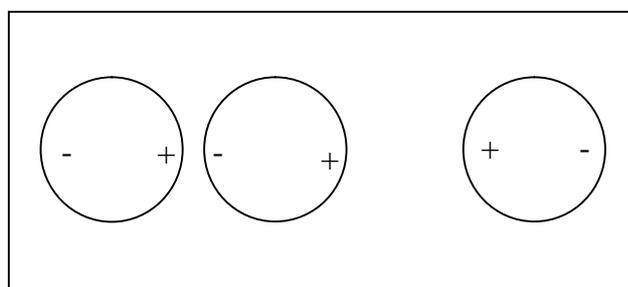
El proceso consiste en lavar el crudo con una corriente de agua limpia, es decir sin presencia de contaminantes, posteriormente la mezcla crudo con agua se dirigen a una válvula mezcladora, la cual viene a ser un dispositivo que emulsiona la mezcla y dispersa el agua por todo el crudo en gotas extremadamente pequeñas.

Posteriormente, esta mezcla emulsionada ingresa a un recipiente, la desaladora propiamente dicha, por la parte inferior de este y fluye a través de un cabezal de entrada y luego hacia los distribuidores. Los distribuidores son responsables de distribuir el crudo a cantidades establecidas según el fabricante y a una velocidad uniforme por cada uno de los campos eléctricos de alta tensión.

Dentro de la desaladora se generan dos campos eléctricos que son producidos por dos electrodos colocados paralelamente a dos diferentes niveles uno con respecto del otro. Cuando el petróleo crudo entra en los campos eléctricos, las cargas eléctricas en las gotas de agua se polarizan, convirtiéndose cada una de ellas en dipolos inducidos; donde el lado positivo de cada gota de agua es atraído al opuesto, y al mismo tiempo el lado negativo de cada gota es atraída al polo positivo en el campo eléctrico.

En la figura 10 se observa como las cargas eléctricas se separan y los polos positivos son atraídos a los polos negativos de las demás gotas. Casi inmediatamente después que el aceite crudo entra en el campo eléctrico, las gotas de agua comienzan a combinarse y a coalescer.

Figura 10  
Atracción de gotas de agua de similar carga



La acción coalescedora producida por la atracción de las gotas de agua entre si genera gotas cada vez más grandes, hasta que finalmente las gotas de agua son lo suficientemente grandes para desprenderse del aceite crudo por acción de la gravedad.

Las gotas grandes se desprenden del crudo y se precipitan hacia el fondo del recipiente desalador.

Cuando la desaladora está en operación, desde el fondo de esta hasta la tercera parte se encuentra con agua. La velocidad del agua que sale del recipiente es controlado por un controlador de nivel de interfase para mantener un nivel de agua que cumpla con las especificaciones operativas. El agua sale de la desaladora a través de una línea de evacuación de agua efluente.

El crudo ya desalado, sale del recipiente a través de un tubo colector cerca de la parte de superior de este.

#### 6.1.1 Partes internas de la Desaladora

- Distribuidor: Es un dispositivo utilizado para medir uniformemente la distribución del crudo entrante por ambos campos eléctricos en el recipiente desalador. Este produce una caída de presión que es suficiente para distribuir adecuadamente el flujo de crudo.
  
- Colector de salida: Es un tubo interno situado en la parte superior del recipiente, arriba de los electrodos. Este tubo efectúa la recolección de crudo limpio o desalado que sale del recipiente.
  
- Electrodo: Las desaladoras usualmente utilizan dos campos eléctricos para desalinizar el crudo. Cada electrodo es construido de barras y un armazón de varillas. Los electrodos son energizados por unidades de potencia instaladas en la parte externa al recipiente.
  
- Aisladores de soporte: Los electrodos quedan suspendidos por los aisladores de soporte que son fabricados de teflón 100% sólido y puro de clasificación eléctrica.

- Aisladores de entrada: La electricidad de alta tensión es transmitida de cada unidad de potencia fuera del recipiente desalador a través de un conducto eléctrico encerrado dentro de un conducto "conduit", y luego por un aislador de entrada de alta tensión especialmente diseñado, hacia el recipiente. Cada unidad de potencia requiere un aislador de entrada. Un conducto flexible lleno de aceite lleva el conductor de alta tensión desde la unidad de potencia hasta una conexión en la parte superior del recipiente desalador.
- Sonda de nivel de interfase: La interfase entre el agua y el aceite dentro del recipiente desalador, debe de ser mantenido a un nivel específico para la operación adecuada del desalado. La interfase requerida se mantiene midiendo el nivel de agua con una sonda de capacitancia de interfaz conectada a un controlador.
- Tubería de lavado de sedimentos y boquillas: Para evitar la acumulación de sólidos no disueltos en el fondo del recipiente, la planta de desalado debe de contar con un sistema de lavado de sedimento. El sistema de lavado de sedimentos incorpora una tubería que se extiende a lo largo de toda la zona de sedimentación cerca del fondo del recipiente que extrae el material sólido.

#### 6.1.2 Partes Externas de la Desaladora

- Panel de medición: Proporciona el punto de conexión y desconexión de la fuente de alimentación eléctrica que energiza las unidades de potencia del desalador. Además contiene un voltímetro y un amperímetro para cada unidad de potencia, y un impulsor de conexión y descomposición para aplicar potencia eléctrica a las unidades de potencia.

- Unidades de potencia: Proporcionan la alta tensión para el campo de tratamiento primario que causa la separación entre el agua y el aceite.
  
- Línea de venteo: Permite efectuar la purga de todo el aire y/o gas del recipiente cuando la desaladora es puesta en operación. La línea de venteo se abre a un desagüe visible para que el operador pueda determinar cuando el recipiente se encuentra lleno de líquido. En caso efectuarse el paro del desalador, la línea de venteo debe ser abierta para desahogar el vacío dentro del recipiente mientras se vacía el mismo con bomba.
  
- Válvula de alivio: Como medida de seguridad, el recipiente desalador cuenta con una válvula de alivio para proteger el recipiente contra la presión excesiva. La válvula esta diseñada para abrirse a una presión menor que la presión de diseño del recipiente. La descarga de esta válvula es conducida por una tubería a un sistema de recuperación de producto.
  
- Válvula mezcladora: La válvula mezcladora o dispositivo emulsionadota puede ser operada manualmente u automáticamente, dependiendo de la instalación. Esta válvula emulsifica el agua de lavado con el crudo. Típicamente, esta mezcla se efectúa con una caída de presión mínima en la válvula mezcladora. La caída de presión óptima requerida para producir la emulsión del agua en el crudo dado debe ser determinada experimentalmente. Generalmente una presión de 25 psi es el máximo requerido.
  
- Control de nivel de interfase: Este control de nivel recibe los datos de medición desde la sonda de capacitancia de la interfase dentro del recipiente. El controlador utiliza estos datos de medición para controlar la acción de la válvula de control de la interfase del recipiente. Esta válvula a su vez mantiene el nivel deseado de la interfase de agua aceite del recipiente.

- Conmutador flotador de seguridad: Se encuentra montado encima del recipiente y va subiendo o bajando con el nivel del crudo. Si el nivel de crudo en la desaladora baja mas allá del nivel operativo, el conmutado flotador desconectará la potencia de los electrodos.
- Bomba de dosificación: Esta bomba inyecta antes del ingreso del crudo al recipiente de la desaladora, el producto químico desemulsificante.

### 6.1.3 Operación del Sistema de Desalado

Para mantener la máxima eficiencia de operación se debe planificar una serie de actividades y/o instrucciones:

- Muestreo periódico: Para ayudar a mantener las especificaciones del sistema de desalado, el operador del sistema debe de tomar muestras de: (1) el crudo no tratado, (2) el crudo desalado, (3) el agua de lavado, (4) el agua afluyente. La evaluación de estas muestras indicará si la remoción de sales del sistema es suficiente, y si hay algún cambio en las características del crudo o el agua de lavado que requieran cambios en la operación.
- Inspección visual periódica: La inspección visual periódica de los componentes externos de la desaladora puede ayudar a detectar y prevenir problemas de mantenimiento antes que causen fallas. Durante la inspección visual se debe de tener presente inspeccionar la condición de la pintura del recipiente, buscar fugas de fluidos, observar todos los cables de puesta a tierra, y observar las indicaciones de los voltímetros y amperímetros.
- Servicio de mantenimiento rutinario: Los componentes internos de la desaladora pueden ser inspeccionados cada vez que el desalador es puesto fuera de

servicio, vaciado y limpiado. Varios componentes externos tales como bombas, motores, válvulas e instrumentos pueden requerir mantenimiento programado.

En caso de haber cambios en las características de crudo en tratamiento podrá ser necesario hacer cambios en la operación del desalador. Se debe de tener en cuenta ciertos parámetros para un desempeño adecuado del desalador, tales como:

- Velocidad del flujo de crudo: Si el gasto de crudo aumenta más allá de la capacidad de diseño del sistema desalador, se puede esperar una disminución de la eficiencia de la desalación.
- Tasa de inyección de agua de lavado: Como la tasa de inyección de agua de lavado incrementa desde la mínima velocidad del sistema hasta la máxima velocidad del sistema, la cantidad de sales remanentes en el aceite tratado generalmente debe de disminuir.
- Selección y uso del agua de lavado: Es deseable usar agua tibia o caliente. Ello reduce al mínimo las pérdidas de temperatura operativa. Se recomienda agua dulce no formadora de incrustaciones para usar como agua de lavado. Evitar el uso de agua dura.
- Intensidad de la mezcla: Se refiere al grado de mezcla de crudo y agua que se obtiene en una válvula mezcladora debido a la caída de presión a lo largo de esta válvula. Entre mayor caída de presión, mayor la intensidad de mezcla. Puede darse el caso que ocurra una mezcla insuficiente, así como excesiva.

La mezcla insuficiente (caída de presión insuficiente) resulta en remoción insuficiente de sales y traspase de agua, es decir poca cantidad de agua es llevada con el crudo tratado, pero tampoco se logra retirar una cantidad deseada

de sal). Si hay un problema de mezcla insuficiente, será necesario aumentar la caída de presión en la válvula mezcladora. En el caso de mezcla excesiva (caída de presión excesiva) puede resultar en una emulsión densa de aceite y agua que no pueda romperse fácilmente por el campo eléctrico en la desaladora.

Si los análisis de la muestra indican que es necesario realizar un ajuste de mezcla, se debe abrir o cerrar la válvula mezcladora según sea necesario para cambiar la caída de presión aproximadamente 2 psi.

- Tipo y cantidad de desemulsificante: El desemulsificante es el producto que ayuda a romper la emulsión del agua con el crudo. Un cambio en el tipo o variación del flujo de inyección del desemulsificante puede aumentar la cantidad de sales contenida en el crudo tratado. Por este motivo, si se realiza algún cambio referente al desemulsificante usado en el sistema de desalado, debe de realizarse una regulación de las condiciones de operación del sistema.
- Niveles de agua del recipiente: La interfase dentro del recipiente y el área de transición donde se encuentra el agua con el crudo, debe ser mantenida a un nivel debajo de los electrodos, pero no tan bajo que aumente traspaso de crudo al agua. Si el nivel de agua sube hasta la zona de electrodos, los electrodos sufrirán cortocircuitos.
- Temperatura del proceso: La temperatura de trabajo del sistema debe ser mantenida dentro del límite de diseño del sistema. Fuera de estos límites podrá ocurrir el deterioro de la eficiencia de desalación. En otras palabras, cuando la planta desaladora está afectada por una temperatura del sistema más alta que lo normal, lo que causa "gasificación" en el recipiente, la eficiencia del proceso de desalado puede disminuir Si la temperatura de trabajo es demasiado baja, la resolución de la emulsión no será tan completa.

- Presión del proceso: La válvula de contrapresión para el sistema será normalmente fijada para mantener la presión en el recipiente menor a 20 psi arriba de la presión de vapor la mezcla de crudo y agua en el recipiente. Esto impide que el crudo y agua se evaporen, expandan y produzcan gas en el interior de la desaladora.

#### 6.1.4 Valores óptimos de sales y eficiencia de la Desaladora

El término sales óptimas se refiere a la cantidad de sales que en teoría debe quedar en el crudo desalado bajo condiciones ideales. Ya que el proceso no es ideal, la cantidad efectiva de sales remanentes en el aceite crudo tratado será típicamente mayor que el valor óptimo. El valor óptimo de sales para un sistema de desalación, expresada en libras de sales por mil barriles de crudo (ptb), se obtiene con la siguiente fórmula:

$$A = \frac{(Z)x(S_o) + \frac{(W)x(S_w)}{100}}{X + W}$$

donde,

- A : Sales óptimas
- So : Contenido de sales de crudo no desalado, ptb
- Sw : Contenido de sales en agua de lavado, ptb
- W : Agua de lavado, %
- X : Contenido de agua en el crudo no desalado, % volumen
- Z : Agua traspasada al crudo desalado, % volumen.

El análisis de la fórmula indica que W y Z son los factores más importantes que afectan la remoción de óptima de sales en el crudo. Sw solo es un factor importante en la eficiencia del desalado cuando se utiliza agua de lavado con alto contenido de sales. Para reducir las sales en el crudo tratado, W debe de ser aumentado o Z reducido. Puesto que el

agua de lavado es costosa, la alternativa costo-eficiencia en la calidad del crudo desalado resulta si Z es reducido hasta el valor mas bajo posible. Por la tanto, la operación de la desaladora debe ser optimizada reduciendo Z sin modificar la eficiencia de la mezcla.

Para determinar la eficiencia del desalado se utiliza la fórmula que se enuncia a continuación:

$$R = \frac{S_o - S}{S_o} \times 100$$

donde,

- R : Eficiencia en %
- So : Contenido de salen en el crudo no desalado, ptb
- S : Contenido de sales en el crudo desalado, ptb

## 6.2 Usos de Aminas Neutralizantes e inhibidores de corrosión (aminas) fílmicos

El uso de aminas neutralizantes orgánicas en los sistemas de tope de unidades de destilación es una práctica común en el control de la corrosión. Dos problemas son a menudo encontrados en estas aplicaciones: el ataque corrosivo por el resultado de la deposición de sales de amino-cloruro de hidrógeno y una corrosión ácida agresiva en la vecindad del dewpoint. Por lo general la mala aplicación de neutralizantes origina estos serios problemas.

La corrosión en los sistemas de condensación de tope de columnas de destilación atmosférica es una ocurrencia común en las refinerías de todo el mundo. Los inhibidores de corrosión y las aminas neutralizantes y fílmicas orgánicas son rutinariamente aplicados para combatir el problema, generalmente con muy buenos resultados. Permanecen, sin embargo, muchos casos donde el control de la corrosión no es efectivo en la prevención de las fallas de los equipos. En la mayoría de tales casos, la inspección

de los equipos corroídos, revela que las fallas ocurren en la vecindad del dewpoint. Los dos mecanismos de falla más frecuentemente encontrados son la corrosión ácida debido a un bajo pH en el dewpoint y los depósitos de corrosión debajo de las sales de cloruro de hidrógeno neutralizado después del dewpoint. El uso inapropiado de aminas orgánicas neutralizantes ha sido identificada como la causa subyacente de ambos mecanismos de falla.

La neutralización de ácidos en el sistema de tope usando aminas orgánicas es una práctica común, pero se presenta un conflicto. Un bajo uso puede producir una severa corrosión ácida, y un exceso del neutralizante puede resultar en deposición de sales corrosivas de amina-hidrocloruro. La dificultad en la medición del pH del agua en el punto más corrosivo – el dewpoint – amplifica aún más el problema de corrosión.

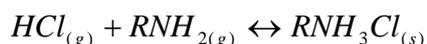
#### 6.2.1 Neutralización de ácidos con aminas

Las aminas orgánicas son aplicadas para elevar el pH de la fase acuosa en el sistema de tope. La velocidad de inyección de amina al sistema es, en la mayoría de los casos, controlado para conseguir un pH objetivo. Mientras podría parecer más sensible aplicar aminas neutralizantes para el control del pH en el dewpoint, no puede ser directamente medido sin un extensivo esfuerzo. Claramente, la imposibilidad de controlar el pH en el dewpoint representa una debilidad significativa en la batalla por el control de la corrosión.

#### 6.2.2 Deposición y corrosividad de sales de amina-hidrocloruro

Para controlar la corrosión ácida en el dewpoint, el pH en el acumulador es a menudo mantenido a niveles más altos que el necesario. Un pH más elevado como objetivo, requiere de una mayor inyección de amina. Sin embargo, la mayor inyección de aminas introduce una nueva amenaza: la reacción de la amina con el cloruro de hidrógeno (HCl) en la fase vapor. El producto de la reacción es una sal altamente corrosiva de hidrocloruro de amina.

La reacción entre el ácido (HCl) y la base (amina) para formar una sal, depende de la concentración de los dos reactantes en la fase vapor y la temperatura del sistema. Una reacción típica entre el ácido y la base puede ser escrita como sigue:



Se aprecia que la sal formada puede existir, bien como sólido o en estado fundido, dependiendo de la sal y de las condiciones del sistema. Una vez formada, el sólido o sal fundida se depositará de la fase vapor a la superficie de los equipos. La deposición o no deposición de las sales formadas está en función de la solubilidad en agua y las condiciones de operación del sistema, es decir, a la constante de disolución (Kps) de la sal de amino-cloruro de hidrógeno y a su temperatura de condensación y sublimación.

El resultado de la corrosión esta en función de varias características de las sales. Primero, la teoría conjugada de ácido base, indica que la sal de una base débil y un ácido fuerte será un ácido débil. Segundo, estas sales son higroscópicas, y absorberán humedad del vapor aun en la ausencia de condensado de agua. Esta absorción de agua provee el electrolito necesario para que el ácido oxide la superficie del metal. El tercer factor clave, los inhibidores de corrosión son incapaces de penetrar la sal para interactuar con la superficie del metal. La combinación de estos factores expone el metal bajo la sal a severas velocidades de corrosión, resultando en la disminución en el tiempo de vida del equipo.

### 6.2.3 Estrategia en el control del pH

El método tradicional para el control del pH, es regular en neutralizador utilizado basado en el pH objetivo en el acumulador del tope. Este método tiene un punto débil crítico: el pH en el dewpoint está solo indirectamente relacionado con el pH en el acumulador. Es posible que a pesar de que el pH del acumulador esté en un rango aceptable (5.5-6.5), el pH en el dewpoint pueda ser inaceptable.

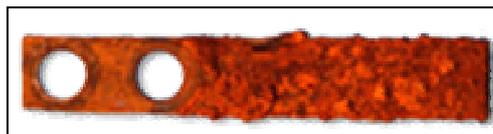
### 6.3 Medición de las velocidades de corrosión

Un ensayo de corrosión ideal debe ser simple, rápido, de bajo costo y capaz de predecir comportamientos del servicio a largo plazo. Las dos técnicas más comunes utilizadas que satisfacen estos requisitos son los cupones y las probetas de corrosión.

#### 6.3.1 Cupones

El cupón de corrosión es una de las herramientas más útiles para monitorear la corrosión. Los cupones tienen una forma, tamaño y área superficial predeterminados, y están normalmente hechos de un metal de composición química similar a la del equipo de proceso. Su peso y preparación superficial se registran antes de su inserción en el flujo de proceso, y después de un período fijado de exposición al sistema se pesan nuevamente y se analizan visualmente. El análisis de laboratorio proporciona la velocidad de corrosión (mpy: "Milésimas de pulgada por año"), observaciones (antes y después de la limpieza) y las medidas con respecto al daño visual (como pittings e incrustaciones).

Figura 11  
Cupón de corrosión expuesto a un medio corrosivo



Los cupones de corrosión tienen muchas ventajas. Proveen resultados precisos a un costo razonable. Son simples de utilizar y pueden proporcionar información general, tanto cuantitativa como visual, sobre varios tipos de corrosión, sin depender de aproximaciones teóricas. Los cupones son también extremadamente versátiles, ya que pueden ser utilizados en cualquier tipo de ambiente corrosivo.

El análisis de los cupones de corrosión forma generalmente la base de cualquier programa de monitoreo de la corrosión. Su desventaja radica en que nos brinda la

velocidad de corrosión después de más de 15 días, pues es el periodo mínimo de exposición.

### 6.3.2 Probetas

Hay diseños variados de probetas que utilizan métodos científicos comprobados para medir la corrosión. Los tipos más comunes de probetas son electrónicos. Resistencia de Polarización Lineal (LPR) y Resistencia Eléctrica (ER) son dos ejemplos de probetas electrónicas ampliamente utilizadas. Otras probetas, como las Probetas de hidrógeno, miden la transmisión ó difusión de hidrógeno que pueden conducir a daño mecánico, mientras que las Probetas de Arena miden erosión.

Casi todas las probetas tienen conexiones eléctricas que permiten conectarlas a instrumentos electrónicos o a sistemas de monitoreo remoto.

Figura 12  
Probeta de corrosión en una tubería de proceso



La ventaja de las probetas es que proporcionan una respuesta diaria mucho más rápida que los cupones, permitiendo una mejor identificación del momento en que cambia la velocidad de corrosión. También proporcionan datos cuantitativos sobre la velocidad de corrosión, que se puede traducir en valores de impactos, tales como pérdida del espesor

de pared por año. Por otro lado, como se trata de una señal digital de 4-20mA, puede tenerse en tiempo real en el sistema de control distribuido de una sala de control.

#### 6.3.2.1 Sistema de Resistencia Eléctrica

La técnica de Resistencia Eléctrica (ER) es un método “en línea” o “en caliente” para el monitoreo de la tasa de corrosión y la magnitud de la pérdida total de metal de cualquier equipo o estructura metálica. La técnica ER mide los efectos electroquímicos de la corrosión como los efectos mecánicos de la erosión. Este es el único método instrumental “en línea” aplicable para cualquier tipo de ambiente o medio corrosivo.

Además de ser universalmente aplicable, el método ER es el único apto para medios bajos o nulos en conductividad electrolítica, como lo son los vapores, gases, sólidos, hidrocarburos, y líquidos no acuosos. Como ejemplo de situaciones donde la tecnología ER es totalmente utilizable son:

- Sistemas de producción y transporte de gas y crudo
- Instalaciones de refinerías y petroquímicas
- Líneas enterradas o expuestas
- Sistemas de manejo de agua
- Estructuras arquitectónicas

Un sistema de monitoreo ER consiste en un instrumento conectado a una probeta. El instrumento puede estar permanentemente instalado para proveer una información continua, o puede ser portátil para tomar información periódicamente de un número de locaciones. La probeta está equipada con un elemento sensor de una material con una composición similar a la de la estructura que se quiere estudiar.

La resistencia eléctrica de un elemento de metal o aleación está dada por:

$$R = r \cdot \frac{L}{A}$$

donde,

R : Resistencia eléctrica del elemento

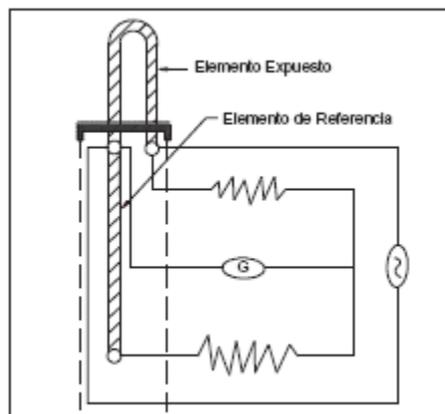
L : Longitud del elemento

A : Área del corte transversal

r : Resistencia específica del material

La reducción o pérdida de metal en el corte transversal del elemento típico de la corrosión, viene acompañada de un proporcional incremento de la resistencia eléctrica del elemento.

Figura 13  
Probeta e Instrumento



Las mediciones de la diferencia entre el elemento expuesto y el de referencia son mostradas en la siguiente figura 13.

Debido a que los cambios de temperatura afectan de igual forma tanto al elemento metálico expuesto y al de referencia, el uso de esta diferencia minimiza la influencia de los cambios de la temperatura ambiente en las lecturas tomadas.

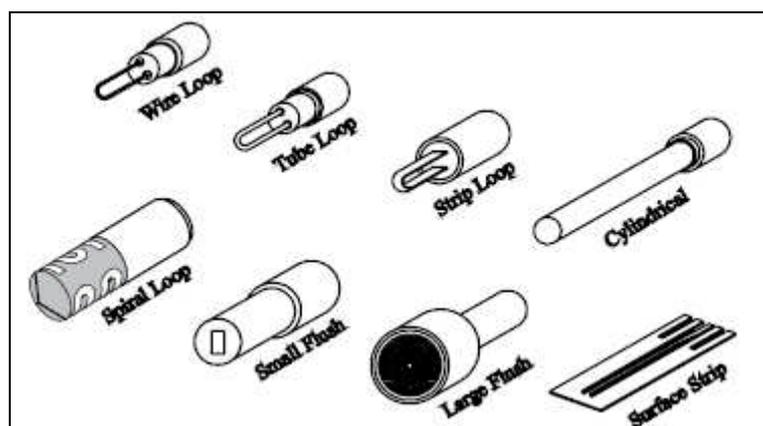
Sin embargo, cualquier cambio neto en el diferencial de resistencia es únicamente atribuible a las pérdidas de metal del elemento expuesto, una vez que el equilibrio térmico sea establecido. Las probetas incorporan un tercer elemento llamado el elemento

de confirmación. Debido a que este elemento también es sellado dentro del cuerpo de la probeta, el diferencial entre su resistencia y la del elemento de referencia mantiene incambiable. Cualquier cambio significativo en este diferencial, indica un daño en la integridad de la probeta.

Las mediciones de las probetas ER pueden ser tomadas tanto periódicamente usando un instrumento portátil, como de forma continua, utilizando una unidad permanentemente instalada. En cualquiera de los casos, los instrumentos producirán una señal lineal la cual es proporcional a la pérdida de metal del elemento expuesto. La tasa de cambio en la salida del instrumento es una medida de la tasa de corrosión. La data de un monitoreo continuo es usualmente transmitido a una computadora y tratada para proporcionar una información directa de la tasa de corrosión.

Los elementos sensores se encuentran disponibles en una variedad de configuraciones geométricas, espesores y aleaciones. Los tipos de elementos disponibles son mostrados en la figura 14.

Figura 14  
Elementos Sensores



- Wire Loop:

Estos elementos son los más comunes. Este tipo de elemento tiene una alta sensibilidad y baja susceptibilidad al ruido del sistema, haciéndolo una buena

elección para la mayoría de las instalaciones. Los elementos tipo “alambre” o Wire Loop son generalmente fijados de forma sellada en el terminal de la probeta con vidrio, para luego ser soldado al cuerpo de la probeta. Este sello es químicamente inerte en la mayoría de los ambientes y tiene una buena resistencia a la presión y temperatura, haciéndola una buena selección para la mayoría de las aplicaciones. Las aleaciones comúnmente selladas con vidrio son el Acero al Carbono y los Acero Inoxidable 304 y 316 AISI. Donde el vidrio puede ser susceptible a problemas de corrosión, los sellos de Teflón también son disponibles.

Las probetas con el elemento “wire loop” están normalmente equipados con un deflector de flujo o camisa para la velocidad, para proteger al elemento de partículas flotantes en la tubería del sistema, y para garantizar que la pérdida del metal ocurra por efectos de la corrosión y no de la erosión del medio. Se recomienda su uso para aplicaciones en fluidos a velocidades mayores a 20 pies/segundos.

- Tube Loop:

Los elementos tipo alambre de tubo o “Tube Loop” son recomendados donde la alta sensibilidad sea requerida para detectar rápidamente las bajas tasas de corrosión. Los elementos “Tube Loop” son fabricados en semejanza geométrica a los “Wire Loop”, pero hechos no con un alambre sólido, si no hueco. El Acero al Carbono es la aleación más comúnmente utilizada. Los alambres de tubo también se encuentran disponibles en un sello de Teflón. Las probetas que utilizan este tipo de elemento sensor pueden ser equipados con un deflector de flujo o camisa protectora para minimizar la posible distorsión producida en sistema de rápido flujo.

- Strip Loop:

Estos elementos son similares geoméricamente a los de alambre o tubo (“Wire Loop” o “Tube Loop”), pero son planos. Pueden estar sellados por vidrio o epóxico dentro del terminal dependiendo de la aplicación requerida. Este elemento es muy sensible. Son sumamente frágiles y deben ser considerados sólo para usarlos en flujos muy lentos.

- Cilíndrico:

Estas probetas son fabricadas soldando el tubo metálico de referencia dentro del tubo elemento. Este elemento tiene una construcción totalmente soldada, y a su vez es soldado a la probeta. Es por ello que puede fabricarse de una gran variedad de aleaciones. Esta probeta es ideal para se localizada en los ambientes agresivamente corrosivos, incluyendo los sistemas de alta velocidad y temperatura, o cualquier otro donde los sellos de vidrio o Teflón no son aplicables.

- Spiral Loop:

Los elementos sensores de esta probeta consisten en una lámina delgada de metal formada en una base inerte. El elemento es particularmente rugoso e ideal para medios de flujo rápido. Su resistencia comparativamente alta produce una señal ante el ruido, lo cual lo hace un elemento muy sensible.

- Flush Mount:

Este elemento está diseñado para ser colocado rasante a la pared de la tubería o contenedor. Este elemento es muy efectivo para simular la real condición corrosiva a lo largo de superficie interna de la pared de la tubería. Siendo razante, este elemento no está expuesto a daños causados por una alta velocidad de flujo, y puede ser utilizada en líneas sujetas a operaciones de productos con suciedad presente.

- Surface Strip: Este elemento es de forma rectangular y delgada, con un área superficial comparativamente grande, que permite obtener resultados más representativos en ambientes corrosivos no homogéneos. Este elemento laminar es comúnmente usado en probetas bajo tierra para monitorear la efectividad de la corriente de protección catódica aplicada a la superficie externa de estructuras enterradas.

Cuando se realiza la medición con la probeta de Resistencia Eléctrica, el instrumento produce una señal lineal que es proporcional a la pérdida total de metal del elemento expuesto (M). El valor numérico real sería una función del espesor del elemento y su geometría. En el cálculo de la pérdida de metal (M), esos factores geométricos y dimensionales están incorporados en el factor multiplicador específico de la probeta (P), y la pérdida de metal es dada por:

$$M = \frac{SxP}{1000}$$

Tanto S y P son las pérdidas de cada dimensión. La pérdida de espesor es convencionalmente expresado en miles (0.001 pulgadas), así como el espesor del elemento.

La tasa de corrosión (C) es derivada de:

$$C = \frac{Px365x(S_2 - S_1)}{\Delta Tx1000}$$

donde,

$\Delta T$  : Lapso de tiempo en días entre las lecturas del instrumento

S : Lectura del instrumento

La tabla 1 lista los tipos de elementos, espesores, vida útil y número de identificación. El espesor del elemento, su geometría y la estimación de la posible tasa de corrosión

determina tanto el tiempo de respuesta como la vida útil de la probeta. El tiempo de respuesta, es definido como el tiempo mínimo en el que algún cambio puede ser registrado, determina la rapidez con la que pueden ser obtenidos resultados útiles. La vida útil de la probeta, o tiempo que se requiere para que el espesor efectivo de su elemento sea consumido, determina el tiempo de reemplazo de la probeta.

Tabla 1  
Tipos de probetas

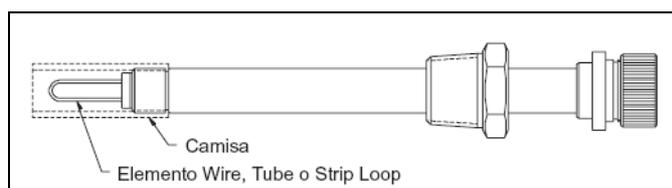
Tipo de Elemento	Espesor	Vida de la Probeta	Identificación
Wire loop	40 mil	10 mil	WR40
	80 mil	20 mil	WR80
Tube loop	4 mil	2 mil	TU04
	8 mil	4 mil	TU08
Strip loop	5 mil	1.25 mil	SL05
	10 mil	2.5 mil	SL10
Cylindrical	10 mil	5 mil	CT10
	20 mil	10 mil	CT20
	50 mil	25 mil	CT50
Spiral loop	10 mil	5 mil	SP10
	20 mil	10 mil	SP20
Flush (small)	4 mil	2 mil	FS04
	8 mil	4 mil	FS08
	20 mil	10 mil	FS20
Flush (large)	5 mil	2.5 mil	FL05
	10 mil	5 mil	FL10
	20 mil	10 mil	FL20
	40 mil	20 mil	FL40
Surface strip	10 mil	5 mil	SS10
	20 mil	10 mil	SS20
	40 mil	20 mil	SS40

Las probetas E/R o de resistencia eléctrica, se encuentran disponibles en una variedad de configuraciones. El material estándar de construcción para la mayoría de los cuerpos de las probetas es AISI 316L acero inoxidable, estando conforme con las especificaciones NACE MR-0175 para condiciones generales de servicio. Otros materiales pueden ser utilizados para ambientes extremadamente agresivos. El mecanismo de sello de presión primario de las probetas puede variar con las especificaciones de la probeta. Sin embargo, las probetas incorporan, al final del instrumento, un sello de vidrio, a prueba de presión, como conector eléctrico, a prueba de

fallas. El más simple de todas las configuraciones del cuerpo de la probeta es la versión de longitud fija, mostrada en la figura 15.

Típicamente equipada con un conector tipo tapón NPT o brida, esta probeta de longitud fija es enroscada o fijada en el sitio. La instalación o remoción de la probeta puede ser ejecutada únicamente durante una suspensión del servicio o proceso en la línea o tubería, a menos que la probeta sea instalada en una derivación que pueda ser aislada y despresurizada. La frecuencia en la que se pueda sacar de servicio el sistema, debe ser un factor a considerar en la selección de la vida útil de la probeta.

Figura 15  
Probeta de corrosión



#### 6.3.2.2 Resistencia por Polarización Lineal

La técnica electroquímica comúnmente referida como la técnica LPR o de Resistencia de Polarización Lineal, es el único método para el monitoreo de la corrosión que permite medir las tasas de corrosión por picadura de forma directa, en tiempo real. Aunque está limitado su uso a medios conductivos líquidos acuosos, el tiempo de respuesta y la calidad de los datos que aporta esta técnica es claramente superior, donde sea aplicable, frente a todos los otros medios de monitoreo de la corrosión.

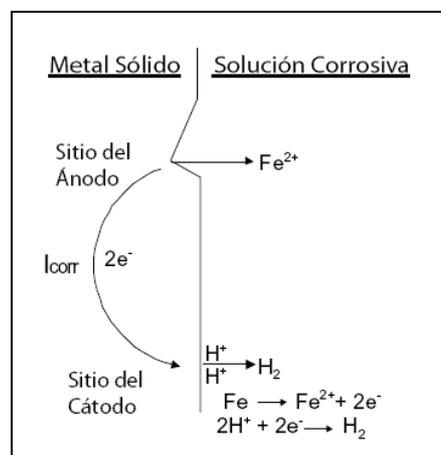
La técnica LPR es particularmente útil como un método de rápida identificación de la tasa de corrosión presente y el efecto de las acciones tomadas contra ésta, prolongando así la vida útil de la planta. Esta técnica es utilizada para un máximo efecto, cuando es instalada como un sistema continuo de monitoreo.

Esta técnica ha sido utilizada exitosamente por más de 30 años, en casi todos los tipos de ambientes corrosivos acuosos. Algunas de las aplicaciones más comunes son:

- Sistemas de agua de enfriamiento
- Sistemas secundarios de recuperación.
- Sistemas de tratamiento y distribución de agua potable.
- Sistemas de tratamiento de aguas residuales
- Industrial papelera
- Producción de hidrocarburos con agua libre.

Cuando un electrodo metálico o de aleación es inmerso en un líquido electrolíticamente conductivo con suficiente poder oxidante, éste se empezará a corroer a través de un típico fenómeno electroquímico. Este proceso involucra dos reacciones simultáneas y complementarias. En la zona anódica, el metal molecular empezará a pasar a través de la superficie sólida hacia la solución adyacente, y de esta forma, deja un excedente de electrones en la superficie metálica. El exceso de electrones fluirá a las zonas cercanas adyacentes, designadas como áreas catódicas, las cuales serán oxidadas por los agentes oxidantes del líquido corrosivo. Como ejemplo, se presenta un diagrama que ilustra el hierro disolviéndose en una solución ácida.

Figura 16  
Principio de funcionamiento



La corriente de corrosión (ICORR), generada del flujo de electrones de la zona anódica a la catódica, puede ser usada para calcular la tasa de corrosión, mediante la aplicación de una versión modificada de la Ley de Faraday

$$C = \frac{ICORR \times E}{A \times d} \times 128.67$$

donde,

- C : Tasa de corrosión (MPY)
- E : Peso equivalente del metal en corrosión
- A : Área del electrodo en corrosión
- d : Densidad del metal en corrosión

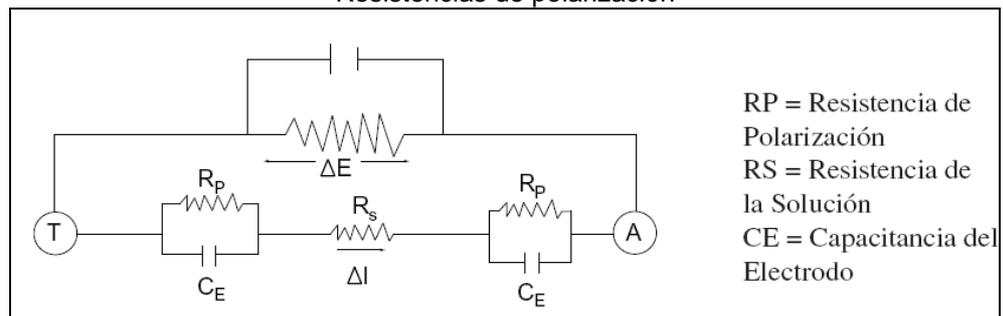
Sin embargo, las áreas anódicas y catódicas simultáneamente intercambian su posición, y ellas existen dentro de una superficie conductiva, haciendo la medición directa de la corriente ICORR imposible. Un pequeño diferencial de potencial (E) aplicado externamente produce un flujo de corriente medible (I) en el electrodo en corrosión. El comportamiento de esta corriente externa aplicada es gobernado, así como la corriente ICORR, por el grado de dificultad con el cual el proceso de corrosión entre el ánodo y el cátodo se esté dando. A mayor dificultad, menor sería el valor de la corriente ICORR y menor el valor de I en forma proporcional. De hecho, a pequeñas magnitudes de E, el valor de I es directamente proporcional a ICORR, y por lo tanto, a la tasa de corrosión. Esta relación está formulada teóricamente por la ecuación Stern-Geary:

$$\frac{\Delta E}{\Delta I} = \frac{ba \cdot bc}{2.3 \times ICORR (ba + bc)}$$

El valor de E / I es conocido como Resistencia de Polarización. En principio, es medido de forma más simple colocando un segundo electrodo auxiliar en el líquido, y

conectándolo con un electrodo de prueba, a través de una fuente de energía externa. Esta configuración, se ilustra en el diagrama siguiente:

Figura 17  
Resistencias de polarización



En el diagrama anterior,  $R_p$  es la resistencia de polarización,  $R_s$  es la resistencia de la solución y  $C_E$  es la capacitancia de los electrodos. El potencial aplicado, en la medición simple de dos electrodos, es requerido para obtener la resistencia de la solución así como la de polarización originada por las reacciones corrosivas. Consecuentemente, la resistencia de polarización será sobrestimada por  $I(R_s)$ , y la tasa de corrosión deberá ser deducida por extensión siguiendo la siguiente ecuación:

$$C_M = \frac{C_A \cdot 2R_p}{2R_p + \Delta I(R_s)}$$

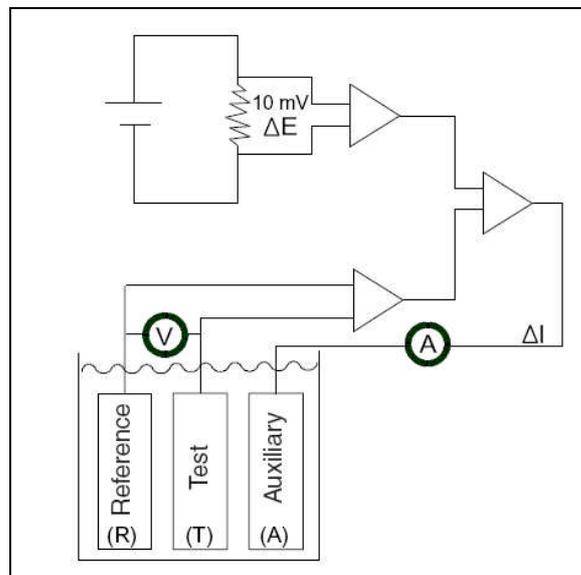
Donde  $C_M$  es la tasa de corrosión medida y  $C_A$  es la verdadera tasa de corrosión.

El error en la resistencia de la solución es despreciable en casi todos los casos exceptuando los casos poco frecuente en el que los dos electrodos metálicos sean expuestos a ambientes con una baja corrosión y una baja resistencia de la solución.

Para este caso, existe un método de medición de tres electrodos, llamada la técnica PAIRTM. Esta técnica utiliza circuitos separados para la medición de  $I$  y  $E$ . El circuito con

el cual se realiza la medición de E, es hecho usando una impedancia de entrada extremadamente alta. De esta manera, la resistencia de la solución tendría un efecto insignificante en el valor del potencial aplicado al electrodo de prueba. Los basamentos de esta técnica son ilustrados en la siguiente figura.

Figura 18  
Esquema de Técnica PAIRTM



Cuando una medición es hecha, el instrumento PAIRTM o de tres electrodos anulará cualquier diferencia de potencial residual entre el electrodo de referencia (R) y el electrodo de prueba (T). La corriente que fluiría desde el electrodo auxiliar (A) hasta el electrodo de prueba, se vería incrementada hasta que el electrodo de prueba alcance los 10mV con respecto al electrodo de referencia. La corriente (I) requerida para mantener este potencial de 10mV es proporcional a la tasa de corrosión del electrodo de prueba.

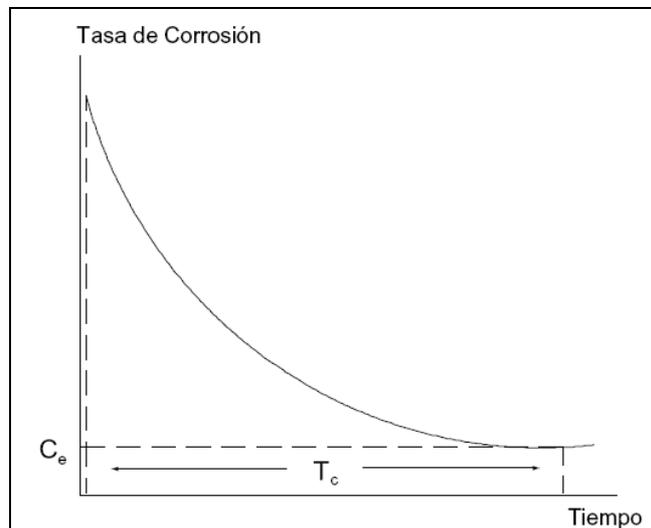
El voltaje de polarización de 10mV, que es utilizado por las probetas de tres electrodos, ha sido seleccionado dentro de los límites en los cuales se mantiene una relación lineal entre la ICORR y el diferencial E/I. Adicionalmente, este valor es suficientemente

pequeño para no causar una interrupción permanente y significativa en el proceso de corrosión natural, de tal manera que la medición pueda seguir considerándose válida.

La lectura del instrumento es dada directamente en “miles por año”. La constante de proporcionalidad incorporada en el instrumento PAIRTM es un valor empírico, determinado a través de la comparación de los valores E/I con las mediciones de pérdida de espesor de cientos de aleaciones en cientos de sistemas.

La medición de la tasa de corrosión presenta un comportamiento de declive, debido a los efectos capacitivos que existen, en cierta medida, en todas las superficies de todos los electrodos de corrosión.

Figura 19  
Curva de este comportamiento



El valor real de la tasa de corrosión, es el valor de equilibrio  $C_e$ , que se establece después de transcurrido el intervalo de tiempo  $T_c$ . Este lapso de tiempo puede variar entre 30 segundos a varias horas, dependiendo de las características específicas del metal y del ambiente. Debido a que este decaimiento o declive es asintótico, incluso en

los sistemas con una inercia capacitiva extrema, la mayoría de las mediciones prácticas pueden ser concluidas entre los 0.5-20 minutos de duración.

Una función variable llamada "time cycle" es incorporada en el instrumento automático de medición de probetas PAIRTM, para ajustar este retardo capacitivo.

Una configuración lineal de los pines-electrodos sería menos afectada por esta corriente de interferencia que en la configuración triangular. La configuración de electrodos anillos concéntricos y razantes son esencialmente inmunes de esta corriente de inferencia, debido a la mutua interferencia de los campos de corriente en cuadrantes opuestos del disco.

Como una guía aproximada, un arreglo triangular de electrodos debe ser utilizado en soluciones cuya resistencia no sobrepase los 10 k $\Omega$ /cm, y la configuración lineal debe usarse hasta los 50 k $\Omega$ /cm. En principio, el arreglo de discos rasantes opera satisfactoriamente siempre que el ambiente presente alguna conductancia electrolítica, con un límite práctico de hasta 500 k $\Omega$ /cm. Es por ello que la configuración de los electrodos es de suma importancia en la selección de una probeta, dependiendo de su futura aplicación. Muchos otros criterios para la selección de la probeta, relacionados con las características físicas del sistemas, como temperatura y presión, así como las facilidades de inserción / remoción, deben ser tomados en cuenta.

Típicamente equipado con un conector NPT, la probeta de tres electrodos es enroscado en sitio. La instalación de la probeta requiere la despresurización del sistema, a menos que se emplee un mecanismo de aislamiento. Existen versiones de esta probeta con conectores de 1" NPT, 1 ½" NPT y 2" NPT, para una presión de operación máxima de 3.600 psi.

## **CAPITULO 7**

### **ASPECTOS GENERALES DE LA INYECCION DE SODA**

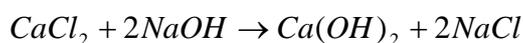
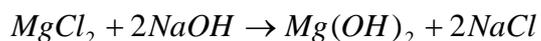
El problema de la corrosión en las unidades de destilación atmosféricas, es casi completamente resuelto con el reposo del crudo en los tanques de almacenamiento, el desalado antes de su procesamiento y el uso de inhibidores de corrosión en el tope de la unidad de destilación.

Cuando se hace mención al desalado del crudo, se considera un sistema de dos o más etapas, que garantice una disminución prácticamente total del contenido de sales.

Refinería Conchán al no contar con un sistema de desalado compuesto por más de una etapa y sumado a suministrar crudos con una elevada cantidad de sales, es necesario implementar la inyección de soda cáustica para disminuir los efectos de la corrosión por la hidrólisis de sales en la unidad de destilación.

#### 7.1 Fundamento de la Inyección

La inyección de soda cáustica al crudo; tiene la finalidad de transformar las sales de mayor tendencia a hidrolizarse, como el cloruro de magnesio ( $MgCl_2$ ) y el cloruro de calcio ( $CaCl_2$ ) en cloro de sodio ( $NaCl$ ), la cual es una sal más estable, de acuerdo a las siguientes reacciones:



Concentraciones de soda en el rango de 3 a 5° Bé (Baumé), son recomendados para obtener una mejor dispersión y mezclado en el crudo. Así mismo, la cantidad de soda cáustica diluida dosificada, debe ser tal que no supere las 5 libras de hidróxido de sodio (NaOH) por cada mil barriles de crudo.

Luego de la dosificación de la soda, y durante todo el recorrido por el tren de precalentamiento, esta comenzará a reaccionar con las sales de magnesio y calcio contenidos en el crudo previamente desalado según las reacciones anteriormente descritas, disminuyendo así el contenido de sales hidrolisables en el crudo.

Este efecto se traducirá en la disminución de la cantidad de cloruros (en unidades de masa) en el agua del acumulador de tope de la unidad, en función del contenido de sales en el crudo, y por ende, una significativa reducción del consumo de amina neutralizante, manteniendo el pH del sistema constante.

## 7.2 Restricciones

La excesiva dosificación de soda en el sistema puede ocasionar diversos problemas, como ensuciamiento en los intercambiadores de calor del sistema de precalentamiento de crudo y platos de fraccionamiento de la columna, lo que se traduciría en pérdidas en la transferencia de calor y en la eficiencia del fraccionamiento en la unidad de destilación, además de constantes obstrucciones en los filtros de las bombas y su posterior cavitación. Todo esto podría originar paradas de planta anticipadas para el mantenimiento de los equipos. Estos efectos son de mayor consideración y preocupación cuando se están procesando crudos con alto contenido de sedimentos.

Se debe tener especial cuidado en la concentración y dosificación de la soda diluida, sin sobrepasar el límite superior de 5 libras por cada mil barriles de crudo (ptb). El exceso de soda puede originar la corrosión por fragilidad cáustica, sobre los equipos que se encuentren después del punto de inyección.

La corrosión por fragilidad cáustica consiste en el fallo prematuro de un material bajo la acción sinérgica de una tensión aplicada y un medio corrosivo como lo es el medio alcalino, la cual no podría originarse sin la ausencia de uno de esos dos agentes antes mencionados.

La corrosión por fragilidad cáustica es una forma de corrosión bajo tensión, que resulta en el debilitamiento de las propiedades mecánicas del metal expuesto al ambiente cáustico, como se mencionó en el capítulo 2.

Dadas las condiciones combinadas de tensión y medio cáustico, la grieta de la corrosión bajo tensión puede propagarse sin ser detectada, produciendo una fuga, o hasta una falla catastrófica.

Se requiere una delicada relación entre la tensión aplicada y el medio corrosivo para que la grieta se propague a lo largo del material. En este contexto es importante enfatizar que un incremento de la corrosividad del medio o de la tensión aplicada no necesariamente significa un incremento de la susceptibilidad en esta clase de corrosión.

### 7.3 Determinación de cloruros en el tope

El contenido de cloruros en el acumulador de tope de la unidad de destilación, como ya se ha mencionado, es expresado en partes por millón (ppm), que es una unidad de concentración. Expresar de esta forma el contenido de cloruros, dificulta la determinación del grado de hidrólisis generado a partir de las sales de magnesio y calcio en el crudo, ya que la concentración de cloruros en el acumulador es una función del agua en el sistema,

es decir, el agua que ingresa al sistema en el suministro de crudo a la planta, y como vapor despojante.

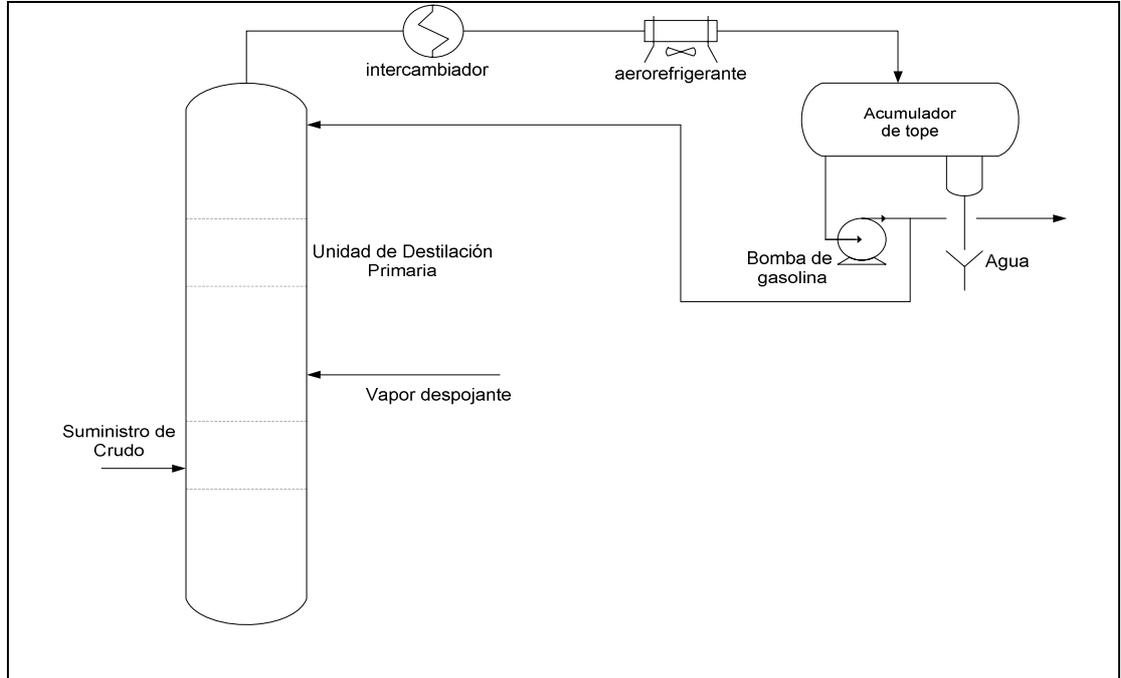
El agua que ingresa al sistema de cualquiera de las dos formas, ya sea como agua en el crudo de suministro (BSW) y posteriormente vaporizada inmediatamente después de ingresar a la columna, o como vapor despojante, asciende a lo largo de la columna de destilación sin condensarse dentro de esta, ya que se controlan las condiciones de operación para que la condensación se realice en el exterior (dew point).

Es así, que toda el agua que ingresa a la columna de destilación sale de esta en forma de vapor, y se condensa para luego ser recuperada en el acumulador de tope de la unidad de destilación al vacío.

Para poder determinar el grado de hidrólisis de las sales contenidas en el crudo, es necesario expresar los datos de concentración de cloruros en unidades de masa, ya que así, se puede determinar la relación del contenido de cloruros en el acumulador de tope de la unidad de destilación primaria en función de las sales presentes en el crudo, independientemente del contenido de agua del sistema.

En el gráfico 3 se observa el suministro de crudo a la columna de destilación, el vapor despojante y el agua que es drenada en el acumulador de tope.

Grafico 3  
Balance de agua en el Sistema de Tope de UDP



$$(\text{Agua que ingresa al Sistema}) - (\text{Agua que sale del sistema}) + (\text{Acumulación}) = 0 \dots\dots(1)$$

El nivel de agua en el acumulador se mantiene constante mediante un lazo de control, por lo que no existe acumulación, entonces la ecuación (1) resulta:

$$(\text{Agua que ingresa al Sistema}) = (\text{Agua que sale del Sistema}) \dots\dots\dots(2)$$

Determinamos el flujo de agua que ingresa al sistema:

$$\text{Agua que ingresa al sistema (Kg/día)} = (\text{Agua en el crudo}) + (\text{Vapor despojante}) \dots\dots\dots(3)$$

$$\text{Agua en el crudo} = \{ [F \times (0.159 \text{ m}^3/\text{Barril}) \times (\text{BSW})] / 100 (\text{m}^3/\text{día}) \} \times (1000 \text{ Kg/m}^3)$$

$$\text{Agua en el crudo} = (1.59) \times (\text{BSW}) \times (F), \text{ Kg/día} \dots\dots\dots(4)$$

$$\text{Vapor despojante} = V (\text{lb/h}) \times (0,4535 \text{ Kg/lb}) \times (24 \text{ h}/1 \text{ día})$$

$$\text{Vapor despojante} = (10,884 \times (V)), \text{ Kg/día} \dots\dots\dots(5)$$

Reemplazando la ecuación (4) y (5) en la ecuación (3), tenemos:

$$\text{Agua que ingresa al sistema (Kg/día)} = (1,59) \times (\text{BSW}) \times (\text{F}) + 10,884 \times (\text{V}) \dots\dots\dots(6)$$

Reemplazando la ecuación (6) en la ecuación (2), obtenemos:

$$\text{Agua que sale del Sistema (Kg/día)} = (1,59) \times (\text{BSW}) \times (\text{F}) + 10,884 \times (\text{V}) \dots\dots\dots(7)$$

De la definición de concentración en partes por millón, decimos que:

$$X \text{ ppm} = (X \text{ Kg de Cloruros}) / (1000000 \text{ Kg de Agua}) \dots\dots\dots(8)$$

Finalmente, reemplazando la ecuación (8) en la ecuación (7), tenemos:

$$\frac{\text{KgCloruros}}{\text{Día}} = \frac{X \times [1.59 \times (\text{BSW}) \times \text{F} + 10.884 \times \text{V}]}{1000000} \dots\dots\dots(9)$$

donde,

- F : Suministro de crudo, BPD
- V : Flujo de vapor despojante, lb/h
- BSW : Agua libre en el crudo de suministro, %V
- X : Concentración de cloruros en el acumulador, ppm

Utilizando la ecuación (9) podemos determinar el flujo másico de cloruros en el sistema de tope de la unidad de destilación primaria.

## **CAPITULO 8**

### **TRATAMIENTO DE CRUDO EN REFINERIA CONCHAN**

El tratamiento del crudo en Refinería Conchán, posee ciertas particularidades y restricciones que se detallarán para esclarecer la necesidad e importancia del uso de la soda cáustica como alternativa en el control de la corrosión.

En todo proceso de refinación, la calidad del petróleo a suministrar a las unidades de proceso debe encontrarse dentro de los parámetros adecuados, determinados por cada planta según su experiencia. Estos parámetros, como ya se ha mencionado, son el contenido de agua y sedimentos (BSW) y las libras de sales por cada mil barriles de crudo (PTB).

Se debe tener presente que suministrar a la unidad de proceso, crudos con valores elevados de BSW y sales, provoca ensuciamiento en los equipos que se traducen en pérdidas en transferencia de calor, obstrucciones que pueden llegar a provocar paradas súbitas de la planta, lo que además genera inestabilidad en las condiciones de operación propias de la planta e incrementa el riesgo del proceso, por sobrepresión de todo el sistema de destilación.

El Manual de Movimiento de Productos y Almacenamiento establece como límite máximo 0.5% de BSW y 20 PTB de sales en el crudo para la Unidad de Destilación Primaria.

### 8.1 Almacenamiento, Reposo y Drenado

El primer control para disminuir el contenido de agua y sales, antes de iniciar con el procesamiento del crudo es mantener en reposo el crudo contenido en el tanque de almacenamiento, luego de una descarga de buque, o después de cualquier transferencia que reciba el tanque para luego drenar constantemente el agua que va decantándose por gravedad

La reducida capacidad de almacenamiento de crudos en la Refinería, dificulta contar con el tiempo de reposo adecuado, y posteriormente el respectivo drenado de los tanques de almacenamiento de de crudo para mantener la calidad de este, dentro de los límites permitidos.

Es principalmente debido a este motivo, que durante el periodo 2006 y 2007 el contenido de BSW y sales promedio en el crudo de suministro a planta fue de 0.37% y 30 PTB respectivamente, encontrándose en el mismo periodo valores de hasta 2.37% de BSW y 216 PTB de sales. Esta limitante es la primera restricción operativa con la que cuenta la Refinería en relación al tratamiento de crudo anterior a su procesamiento.

### 8.2 Desalado

El Desalado Electrostático es la siguiente etapa del tratamiento de crudo antes de su procesamiento. Se ha mencionado en el capítulo 6 los parámetros de operación y los controles requeridos para el correcto funcionamiento del sistema, los cuales son cumplidos en la Refinería durante todo el tiempo de operación de la desaladora. La eficiencia promedio obtenida en el proceso de desalado se encuentra en el orden del 80%.

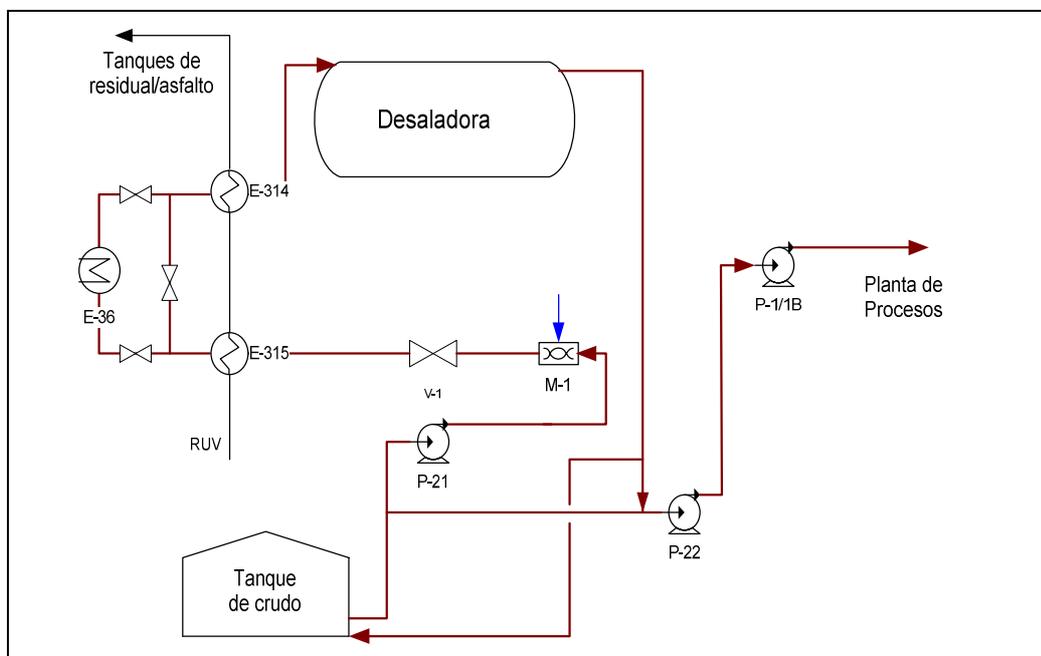
La desaladora electrostática, esta diseñada para operar con un carga promedio de diez mil barriles por día de crudo (10.0 MBPD) y en el rango de 180-200°F de temperatura y

30-40 psi de presión. Cabe resaltar que la carga promedio de crudo a suministro en Refinería Conchán se encuentra en el orden de 9.0 a 10.0 MBPD

A pesar de esto, el sistema de desalado tiene restricciones de carga para su operación, por lo que solo puede trabajar en un rango de mil quinientos (1.8MBPD) a cinco mil (4.1MBPD) barriles por día de operación.

Como se puede observar en el grafico 4, el crudo del tanque de almacenamiento es succionado por la bomba P-21, y transportado hacia el sistema de desalado. La descarga de la bomba P-21 se dirige hacia el mezclador M-1, donde se inyecta el agua para el lavado del crudo. Luego de pasar la válvula mezcladora V-1, el crudo ingresa a la etapa de calentamiento en los intercambiadores de calor E-315 y E-314 para su posterior ingreso al recipiente de la desaladora. La descarga de la bomba P-21 se dirige hacia el mezclador M-1, donde se inyecta el agua para el lavado del crudo. Luego de pasar la válvula mezcladora V-1, el crudo ingresa a la etapa de calentamiento en los intercambiadores de calor E-315 y E-314 para su posterior ingreso al recipiente de la desaladora.

Grafico 4  
Sistema de Desalado de Refinería Conchán



El precalentamiento de crudo antes del ingreso al recipiente desalador, representa la restricción operativa más importante por la que la desaladora electrostática no puede ser operada a su capacidad máxima.

Los intercambiadores E-314 y E-314 intercambian calor con el Residual de la Unidad de Vacío (RUV) y el crudo a desalar. El RUV, según sea la condición de operación de la Planta de Procesos, puede ser residual de alta viscosidad o asfalto en cualquiera de sus distintas penetraciones.

En el caso de producción de residual (RUV), este proviene de la Unidad de Vacío en un rango de 300-315°F de temperatura, para luego ingresar al intercambiador E-315, donde cede calor al crudo, posteriormente el RUV ingresa al intercambiador E-314 para realizar la misma operación.

El residual (RUV) luego de ceder calor al crudo en estas dos etapas es almacenado para formular distintos combustibles industriales. La formulación de combustibles industriales como R-6 y R-500, se realiza en promedio con 20% de material de corte, el cual en la mayoría de los casos es kerosene y con 80% del residual de la Unidad de Vacío (RUV).

La temperatura de despacho de estos productos residuales debe mantenerse por encima de 180°F, ya que es una condición requerida por el área Comercial de la Refinería para la atención de los clientes de la Planta de Ventas. Entonces, es necesario considerar el efecto de enfriamiento que se produce durante la preparación de los combustibles residuales, ya que el material de corte se encuentra generalmente a 80°F. Mediante la siguiente fórmula determinamos la temperatura mínima requerida del RUV luego de ceder calor al crudo que ingresara a la desaladora.

$$\text{Calor} = m.Ce.\Delta T$$

donde,

- m : masa, libras  
Ce : calor específico, Btu / (lb°F)  
 $\Delta T$  : diferencias de temperatura, °F

El calor específico para el kerosene y el RUV lo determinamos de la figura 4: Calores específicos de hidrocarburos líquidos del libro Transferencia de Calor de Donald Kern (Anexo 1).

Entonces tenemos que para el 1 libra de residual preparado:

$$\begin{aligned} \text{Calor absorbido por el kerosene} &= (0.2 \text{ lb}) \times (0.485 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}) \times (180-90^\circ\text{F}) \\ \text{Calor cedido por el residual (RUV)} &= (0.8 \text{ lb}) \times (0.500 \text{ btu/lb }^\circ\text{F}) \times (T - 170^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

donde,

- T : temperatura del residual preparado, °F

El calor cedido por el residual es igual al calor absorbido por el kerosene, se igualan las dos ecuaciones anteriores:

$$\text{Calor absorbido por el kerosene} = \text{Calor cedido por el residual (RUV)}$$

Se considera 5% adicional en la temperatura resultante del cálculo como factor de seguridad, debido a las pérdidas de calor hacia el ambiente.

Entonces, luego de las dos etapas de intercambio de calor, la temperatura del RUV a la salida del intercambiador E-314, no debe ser inferior a 212°F, para así poder formular los productos residuales por sobre el límite de temperatura establecida para el despacho.

Por lo anteriormente mencionado, y según los cálculos del anexo 3, los cuales se comprueban experimentalmente en el proceso, la carga al sistema de desalado no puede ser mayor a 4100 barriles por día (4.1 MBPD) en operación residuales.

En el caso de asfalto (RUV), este proviene de la Unidad de Vacío aproximadamente con una temperatura de 350°F. Al diferencia del caso anterior, la temperatura de despacho de asfaltos no debe ser menor de 300°F.

Los asfaltos provienen de Planta de Procesos en especificación, y luego de ceder calor en los intercambiadores E-315 y E-314, son almacenados en sus respectivos tanques de almacenamiento.

Es así, que según los cálculos del anexo 4, los cuales se comprueban experimentalmente, de la misma manera que en el caso anterior, la carga al sistema de desalado no puede ser mayo a 1900 barriles por día (1.9 MPD) en operación asfaltos.

Si bien el sistema de desalado puede trabajar en el rango de carga expuesto anteriormente, la bomba de carga a la Unidad de Destilación (P-1/1B), no está diseñada para operar a la temperatura de salida del crudo de la desaladora (200°F), por lo que solo el 30% de la carga total a la Planta de Proceso es crudo desalado.

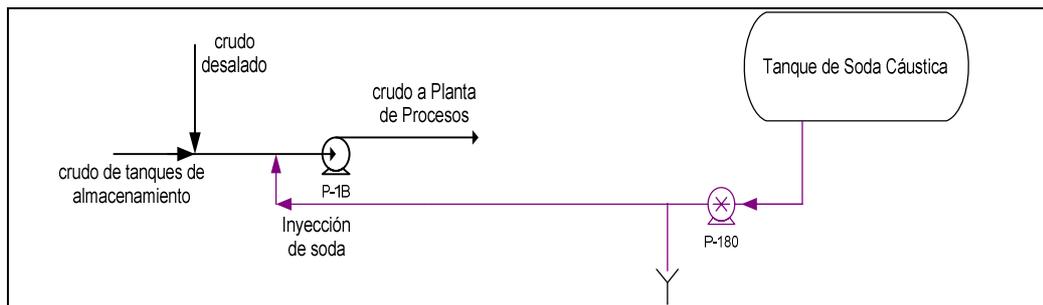
El porcentaje restante de crudo desalado, es regresado al tanque de crudo (recirculación) o transferido a otro tanque, lo cual agudiza la limitada capacidad de almacenamiento de crudo, porque recircular un tanque de crudo y al mismo tiempo calentarlo, genera que el contenido de sales y el BSW aumenten paulatinamente.

### 8.3 Inyección de soda

Como se observa en el grafico 5, el sistema de inyección de soda de la Refinería esta compuesto por un tanque de almacenamiento de soda diluida de 3° Bé, de 7000 galones

capacidad de almacenamiento, una bomba de desplazamiento positivo con 300 psi de presión de descarga con la cual se dosifica la soda cáustica en el crudo, y además una boquilla de inyectar.

Gráfico 5  
Sistema de inyección de soda en el crudo



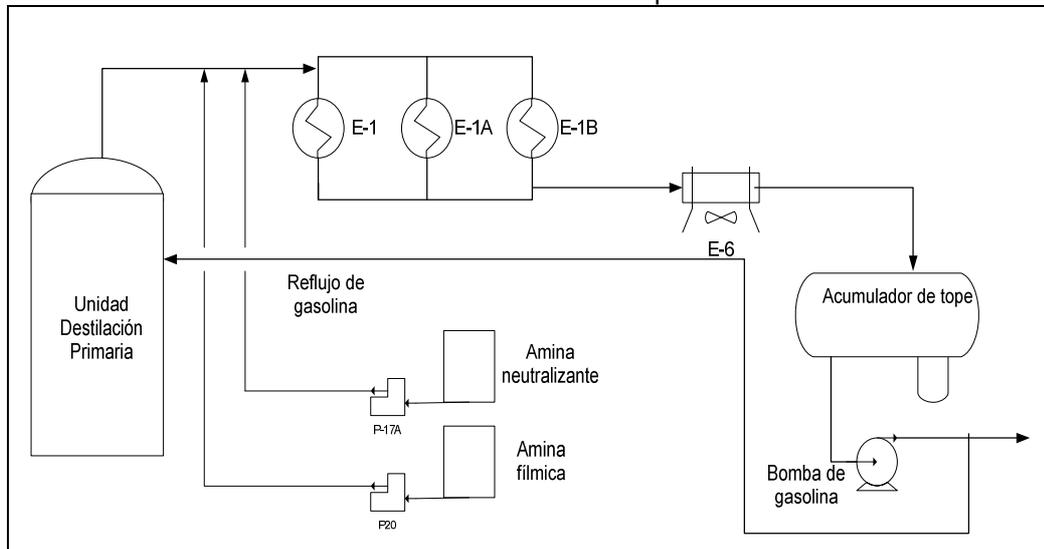
#### 8.4 Aminas

Como etapa final del control de la corrosión, se inyecta amina neutralizante soluble en hidrocarburo (HISA-4243) diluida al 50% junto con amina fílmica soluble en hidrocarburo (HISA-6680) en la gasolina proveniente del tope de la unidad de destilación primaria, justo antes del ingreso a los intercambiadores de calor E-1/A/B. El control de la amina neutralizante y amina fílmica se realiza regulando la carrera de las bombas de inyección P-XX y P-XX respectivamente en función al pH del agua del acumulador de tope de la unidad, el cual debe ser mantenido en el rango de 6.5 a 7.0.

#### 8.5. Probetas de corrosión

En el Grafico 6, observamos el Sistema de Condensación de Tope de UDP con mayor detalle. Este está compuesto por tres intercambiadores de calor en paralelo, los cuales intercambian calor entre crudo y gasolina (E-1/A/B). Luego, la gasolina es enfriada mediante un aéro-refrigerante (E-6/15), y finalmente es recibida en el acumulador de tope.

Grafico 6  
Probetas de corrosión en el tope de UDP



Las tuberías de ingreso de gasolina a los intercambiadores E-1, E-1A, E-1B, así como la de ingreso al aéro-refrigerante E-5, cuentan con probetas de corrosión de resistencia eléctrica (ER) tipo wire loop, con la finalidad de cuantificar y monitorear las velocidades de corrosión del Sistema.

## **CAPITULO 9**

### **EVALUACION DE DATA EXPERIMENTAL**

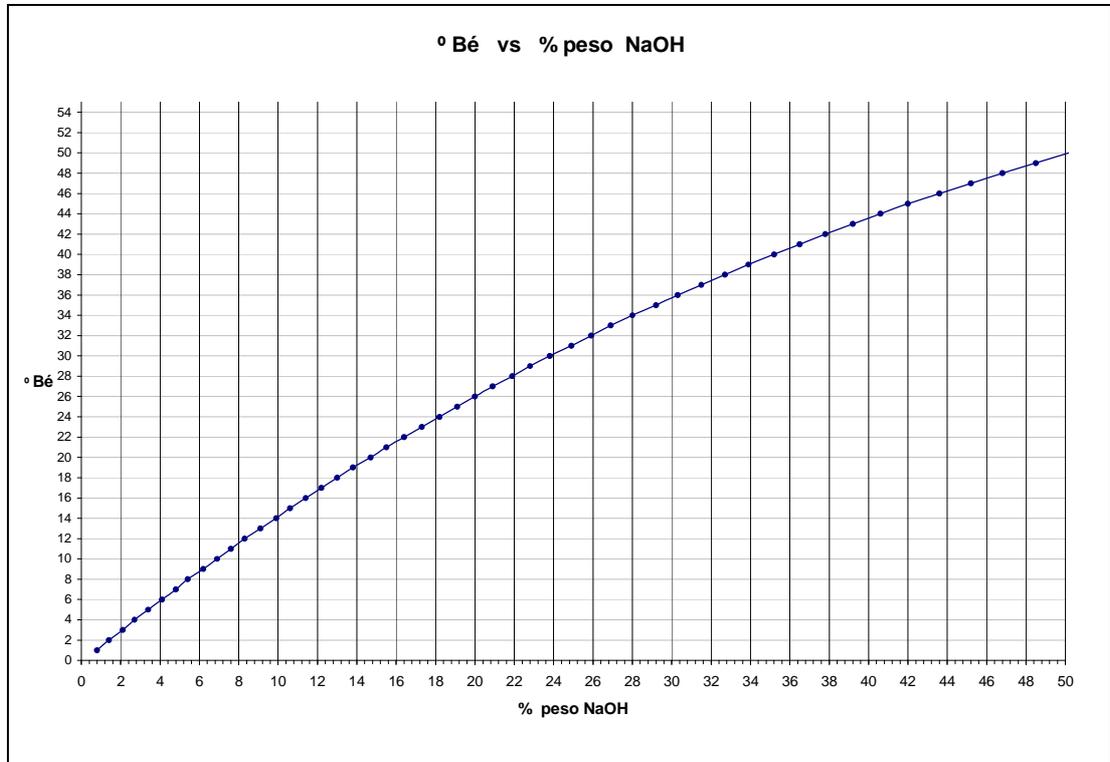
En los capítulos anteriores se ha explicado el fundamento de la inyección de soda cáustica en el crudo y los efectos favorables de esta en el control de la corrosión del tope de una Unidad de Destilación Primaria.

Si bien la teoría analizada hasta el momento, afirma que la inyección de este producto, reducirá significativamente la corrosión en el Tope de la Unidad, es imperioso realizar las correspondientes pruebas experimentales para comprobar que la teoría se refleja en la práctica industrial. Es así, que se evaluó los efectos de la inyección, en el Sistema de Tope de la Unidad de Destilación Primaria.

Se registró todos los datos necesarios para la evaluación experimental, así mismo, se controló los parámetros de inyección, el tiempo de duración del análisis experimental; además se mantuvo la Planta bajo las características típicas de operación en la Refinería.

La inyección de soda se mantuvo constante en tres libras de soda cáustica por cada mil barriles de crudo (3 PTB). Para soluciones de 3 °Bé, según se observa en el Figura 20, el porcentaje en masa de NaOH es 2.1%. Así mismo, se infiere que la densidad específica de la solución es 1.021.

Figura 20  
Curva de concentración Baumé versus porcentaje en peso de NaOH



Según los datos mencionados en el párrafo anterior, en mil barriles de crudo se tiene:

03 libras de NaOH sólido es equivalen a 
$$: \frac{3 \times 100}{2.1} \text{ lb. de solución de NaOH } 3^\circ\text{Bé}$$

: 142.86 lb. de solución de NaOH 3°Bé

La densidad de la solución es 
$$= 1.021 \times \frac{62.43}{7.48} = 8.52 \text{ libras por galón}$$

Dividiendo el equivalente de 3 libras de hidróxido de sodio (NaOH) por la densidad de la solución de 3°Bé, hallamos la cantidad de esta solución diluida en 1000 barriles de crudo:

$(142.86 \text{ libras de solución de NaOH de } 3^\circ\text{Be}) / (8.52 \text{ libras por galón}) = 16.77 \text{ galones}$

Luego de estas ecuaciones, hemos determinado que 3 libras de NaOH equivalen a 16.77 galones de una solución de 3°Bé, entonces considerando un día de operación elaboramos la siguiente tabla:

Tabla 2:  
Dosificación de NaOH al crudo de suministro de Planta de Procesos

<b>Carga a la Unidad BPD</b>	<b>Dosificación de NaOH de 3 °Bé GPH</b>
8000	5.6
8200	5.7
8400	5.9
8600	6.0
8800	6.1
9000	6.3
9200	6.4
9400	6.6
9600	6.7
9800	6.8
10000	7.0
10200	7.1
10400	7.3
10600	7.4
10800	7.5
11000	7.7
11200	7.8
11400	8.0
11600	8.1
11800	8.2
12000	8.4

Con la Tabla 2 determinamos fácilmente la dosificación de soda para cualquier carga a la Unidad de Proceso.

La regulación se realiza directamente en la bomba de dosificación del producto, incrementando o disminuyendo el porcentaje de carrera, según la carga procesada por la Planta de Procesos.

Los datos correspondientes al muestro de agua del acumulador perteneciente al sistema de tope de la Unidad de Destilación Primaria, así como, la calidad y carga del suministro y consumo de vapor de despojamiento, se muestran a continuación en la Tabla 3 y en la Tabla 4.

Tabla 3  
Data del sistema, sin inyección de soda

TIPO DE CRUDO	Calidad del Suministro			CARGA A SUMINISTRO (BPD)	Consumo de vapor (libras/hr)	Agua del acumulador de Tope		
	API	BSW (%)	Sales (ppm)			CLORUROS (ppm)	HIERRO (ppm)	pH
COE	23.4	0.50	99.0	8,500	688	487	11.6	7.2
COE	23.6	0.60	89.9	8,500	668	665	10.6	6.6
COE	23.9	0.40	89.6	10,500	351	443	13.4	6.1
COE	23.9	0.20	49.0	10,500	354	620	13.5	6.5
COE	23.6	0.15	37.5	9,500	282	798	12.7	6.7
COE	23.8	0.05	26.6	13,000	490	576	14.5	7.2
COE	23.4	0.10	24.8	9,260	378	709	17.7	6.2
COE	23.8	0.05	13.5	12,700	545	310	0.2	8.0
COE	23.6	0.05	11.8	10,450	411	355	36.4	7.4
COE	23.5	0.05	9.9	9,640	379	665	19.5	6.8
COE	23.6	0.05	9.1	9,450	405	222	NR	7.0

Fuente: Ensayos realizados en el Laboratorio de Refinería Conchán durante el 2007

Tabla 4  
Data del sistema, con inyección de soda

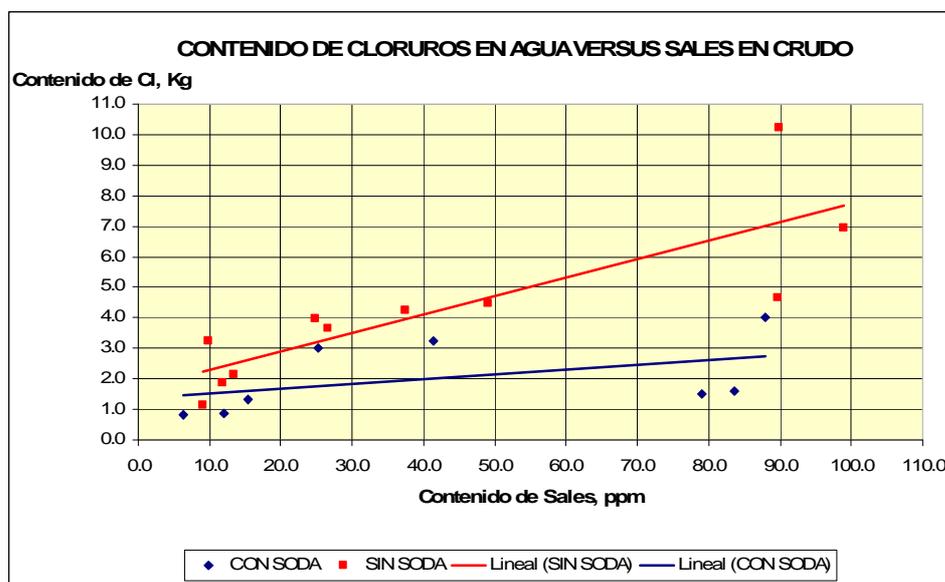
TIPO DE CRUDO	Calidad del Suministro			CARGA A SUMINISTRO (BPD)	Consumo de vapor (libras/hr)	Agua del acumulador de Tope		
	API	BSW (%)	Sales (ppm)			CLORUROS (ppm)	HIERRO (ppm)	pH
COE	23.2	0.70	88.0	8,400	811	222	15.7	6.0
COE	23.3	0.20	83.5	10,200	354	222	43.8	6.0
COE	23.3	0.20	79.1	9,600	232	266	38.2	3.9
COE	23.4	0.10	41.3	12,260	302	620	18.1	7.2
COE	23.4	0.05	25.3	11,000	816	310	16.5	6.1
COE	23.3	0.05	15.3	11,200	823	133	5.34	6.3
COE	23.3	0.05	12.0	12,700	510	133	0.31	7.7
COE	23.2	0.05	6.4	12,860	798	87	0.57	7.6

Fuente: Ensayos realizados en el Laboratorio de Refinería Conchán durante el 2007

En las tablas anteriores se observa, que la variación de los cloruros en algunos casos no guarda relación con la cantidad de sales en el suministro de crudo, este comportamiento,

ya mencionado anteriormente, era esperado. Es así que utilizando la ecuación (9) del balance de masa realizado en el capítulo 7, calculamos el contenido de cloruros en el agua del acumulador de tope, en unidades de masa (Kg), teniendo como resultado el Grafico 7, que se observa a continuación.

Grafico 7  
Contenido de cloruros en función de las sales de suministro



Observamos en el Grafico 7, la dispersión de puntos cuando se operó la Planta sin inyección (caso I), y con inyección (caso II) de soda cáustica. Es evidente la mayor presencia de cloruros en el caso I que en el caso II. Así mismo, se trazaron curvas de tendencia para los dos casos mencionados, donde se evidencia el incremento de cloruros, para una mayor cantidad de sales en el crudo.

Debemos notar, que para valores de sales en el crudo menores a 20ptb, es decir dentro de las exigencias del Manual de MPA, el contenido de cloruros en el agua del acumulador disminuye significativamente.

Asimismo, el consumo de amina neutralizante promedio en el tope durante la evaluación en los casos I y II, disminuyó en 46%, según la se observa en la Tabla 5.

Tabla 5  
Disminución de amina neutralizante

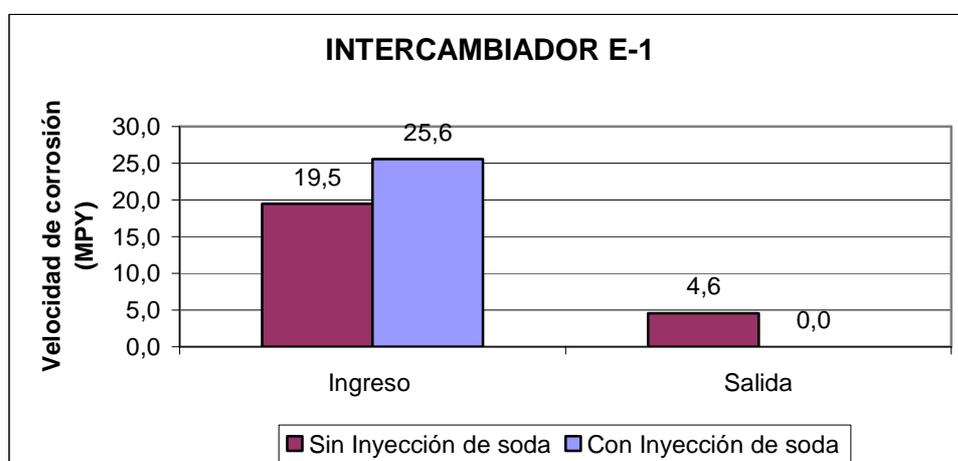
Condición	Consumo de Amina, GPH
Sin inyección de soda	0,44
Con inyección de soda	0,30

La disminución en el consumo de amina neutralizante, mientras se mantuvo la inyección de soda al crudo, confirma la reducción de ácido clorhídrico en el Tope de la Unidad de Destilación Primaria.

Si se considera la dosificación ininterrumpida de la soda durante la operación de la Planta de Procesos, según la disminución mostrada en la Tabla 5 y teniendo en cuenta que la amina neutralizante es diluida al 50% antes de su uso, el ahorro por año en amina neutralizante concentrada es de 600 galones.

En las Tablas 6, 7, 8 y 9, observamos las velocidades de corrosión en MPY promedio durante el tiempo de evaluación, al ingreso y salida de los intercambiadores E-1, E-1A, E-1B y al aero-refrigerante E-6, en los dos casos de estudio.

Tabla 6  
Velocidad de corrosión en Intercambiador E-1



En las Tablas anteriores se comparan las velocidades de corrosión al ingreso y salida de los intercambiadores de tope E-1, E-1A, E-1B, y el aero-refrigerante E-6, con y sin inyección de soda en el crudo de suministro.

Se observa que durante la inyección de soda, las velocidades de corrosión tanto al ingreso como a la salida de los equipos han disminuido, con excepción del ingreso al E-1 y a la salida del E-1A, en el cual las velocidades de corrosión se mantienen constantes.

Tabla 7  
Velocidad de corrosión en Intercambiador E-1A

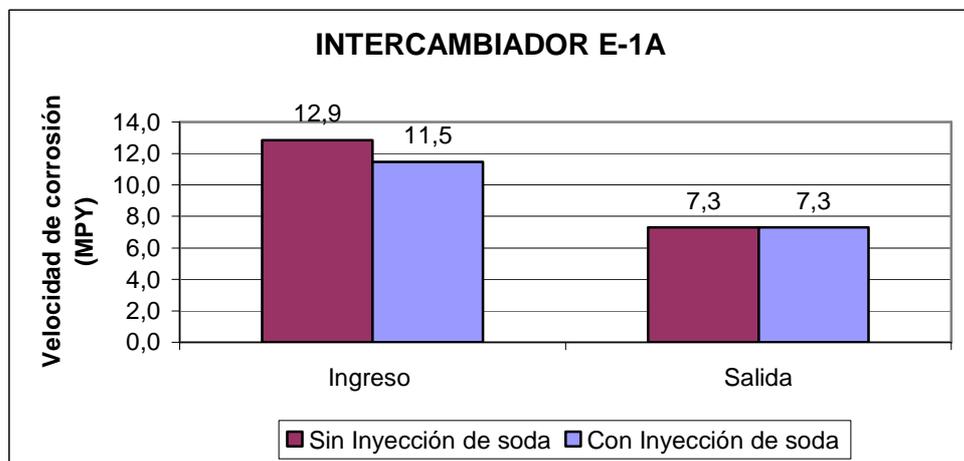


Tabla 8  
Velocidad de corrosión en Intercambiador E-1B

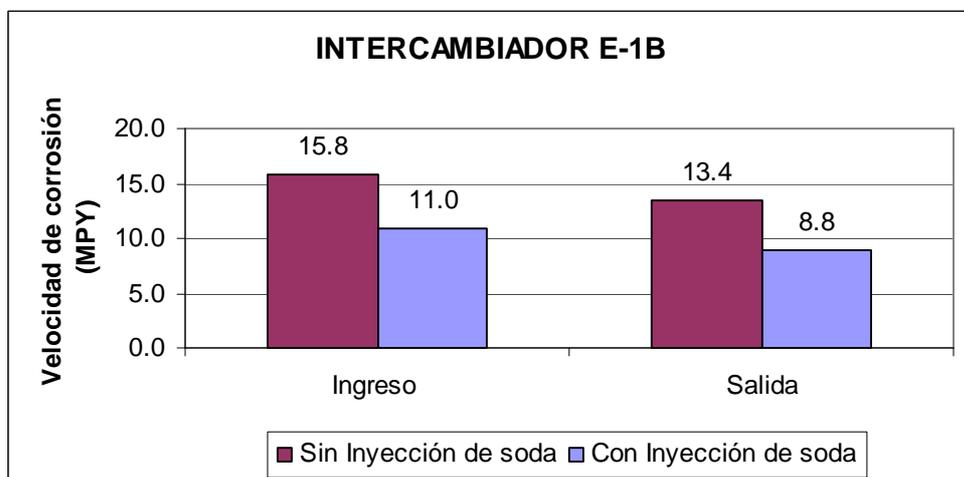
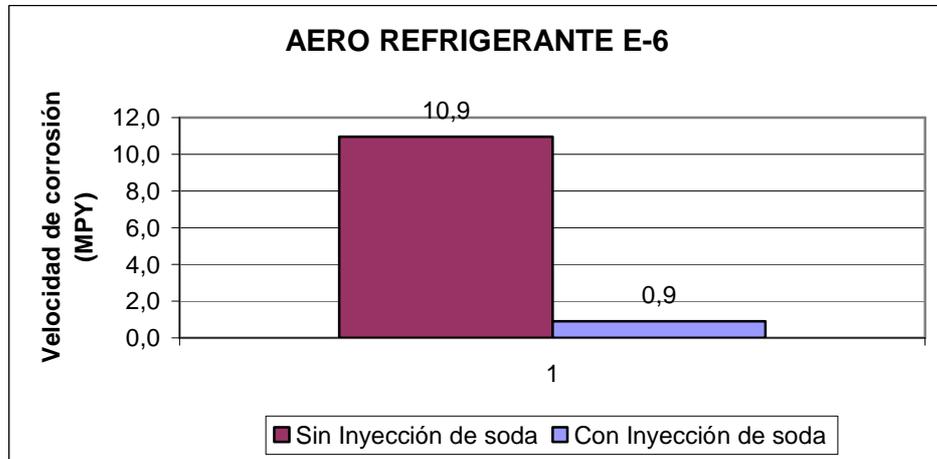


Tabla 9  
Velocidad de corrosión en aero-refrigerante E-6



La probeta de corrosión ubicada al ingreso de la corriente de gasolina proveniente de tope de la columna al E-1, se encuentra expuesta a los efectos erosivos de los vapores de gasolina en mayor grado que en los intercambiadores E-1A y E-B, por lo que la data obtenida por esta probeta no refleja adecuadamente la acción de soda cáustica

## **CAPITULO 10**

### **EVALUACION ECONOMICA**

En el presente capítulo, se evaluará la rentabilidad económica del proyecto, el cual comprende, la instalación de los equipos de inyección de soda, la interconexión con el sistema existente, mantenimiento rutinario de las nuevas instalaciones, insumos químicos y los beneficios económicos que podrían generarse para la empresa.

#### 10.1 Inversión Inicial

La inversión inicial está constituida principalmente por la construcción e instalación del sistema de inyección de soda cáustica, el cual esta conformado por:

- Tanque de Almacenamiento:

Para el almacenamiento de soda cáustica de 3°Bé se utiliza un tanque de 8 000 galones de capacidad, el cual anteriormente era utilizado para otro servicio. El mantenimiento y acondicionamiento para su nuevo servicio, se realizó por el monto de cinco mil dólares americanos (US\$ 5000.00).

- Bomba de Dosificación:

La bomba dosificadora de productos químicos, utilizada para la inyección de la soda al proceso, se adquirió por un monto de seiscientos dólares americanos (US\$ 600.00), incluida su instalación.

- Boquilla de Inyección, tuberías y accesorios:

Las tuberías del sistema de inyección de ¼"Ø, las válvulas y accesorios fueron adquiridos por un monto de mil quinientos dólares americanos (US\$ 1500)

## 10.2 Egresos

La soda utilizada en la inyección, se encuentra diluida a 3°Bé, que equivale a 2.1% en masa de la total de la solución, además la dosificación en el sistema es de 3 libras por mil de barriles de crudo (PTB). Considerando que la carga promedio a la Unidad de Destilación Primaria es de diez mil barriles por día (10.0 MBPD), se tiene que en año se requiere:

$$\begin{aligned} \text{Soda cáustica (sólida)} &= (10000 \frac{\text{Barriles}}{\text{dias}}) \times (360 \text{ dias}) \times (\frac{3 \text{ libras}}{1000 \text{ barriles}}) \\ &= 10,800.0 \text{ libras} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Soda de 3°Bé} &= \frac{10800 \times 100}{2.1} \\ &= 514,286.0 \text{ libras} \end{aligned}$$

Según la cantidad de soda cáustica sólida requerida para la dosificación, es necesario disponer de:

$$\begin{aligned} \text{Soda de 50° Bé} &= \frac{10800 \times 100}{50} \\ &= 21,600.0 \text{ libras} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Agua para la dilución} &= 514,286.0 - 21,600.0 \text{ libras} \\ &= 492,686.0 \text{ libras (223.7 m}^3\text{)} \end{aligned}$$

Los costos unitarios de la soda de 50°Bé (50% en peso) y el agua para la preparación de la solución de soda de 3°Bé son 0.1372 US\$ /libra <sup>(1)</sup> y 0.27 US\$/m<sup>3</sup> <sup>(2)</sup> respectivamente.

Finalmente, el monto total requerido para la dosificación de la soda cáustica diluida en un año es de US\$ 3024.0

### 10.3 Ingresos

El ahorro generado a raíz de la inyección de soda que es fácilmente determinado, es el correspondiente a la disminución del consumo de la amina neutralizante usada en el tope de UDP.

Según la tabla 5 del capítulo 9, para un año de operación se tiene un ahorro promedio de 600 galones por año. El costo unitario de amina es de 16.07 US\$/gal <sup>(3)</sup>, por lo que el ahorro total en amina neutralizante por año es US\$ 9642

Se debe considerar también la contaminación de productos, la seguridad, paradas de planta y reposición de equipos por corrosión, debido al efecto del ácido clorhídrico en el tope de UDP, tales como: platos de destilación y copas de burbujeo superiores, la cúpula de la columna, las tuberías de gasolina de tope, las válvulas de control, los paquetes de tubos de intercambiadores de calor y aero-refrigerantes, accesorios y demás. Evaluar lo anteriormente mencionado, es mucho más complicado, porque debemos determinar y cuantificar los efectos aislados del ácido clorhídrico, sin considerar cualquier otro tipo de corrosión que no corresponda directamente a la acción de este ácido en el sistema de tope de UDP.

Debido a que teóricamente es complicado determinar exactamente los efectos económicos en estos aspectos mencionados anteriormente, determinaremos la rentabilidad del proyecto solo considerando el uso de todos los insumos necesarios para

la inyección de soda, así como la disminución en la dosificación de productos químicos para el control de la corrosión.

#### 10.4 Rentabilidad del Proyecto

Determinado la inversión inicial del proyecto, los egresos e ingresos generados, determinamos la rentabilidad del proyecto en el siguiente cuadro:

Tabla 10  
Flujo de Fondos (US\$)

AÑO	INVERSION	INGRESOS	EGRESOS	DEPREC. LINEAL	UTILIDAD BRUTA	IMPUESTO 30%	UTILIDAD NETA	FLUJO FONDOS
0	7.100							(7.100,0)
1		9.642,0	3.024,0	710,0	5.908,0	1.772,4	4.135,6	4.845,6
2		9.642,0	3.024,0	710,0	5.908,0	1.772,4	4.135,6	4.845,6
3		9.642,0	3.024,0	710,0	5.908,0	1.772,4	4.135,6	4.845,6
4		9.642,0	3.024,0	710,0	5.908,0	1.772,4	4.135,6	4.845,6
5		9.642,0	3.024,0	710,0	5.908,0	1.772,4	4.135,6	4.845,6
6		9.642,0	3.024,0	710,0	5.908,0	1.772,4	4.135,6	4.845,6
7		9.642,0	3.024,0	710,0	5.908,0	1.772,4	4.135,6	4.845,6
8		9.642,0	3.024,0	710,0	5.908,0	1.772,4	4.135,6	4.845,6
9		9.642,0	3.024,0	710,0	5.908,0	1.772,4	4.135,6	4.845,6
10		9.642,0	3.024,0	710,0	5.908,0	1.772,4	4.135,6	4.845,6

Valor Actual Neto: (VAN-15%) : 17 219.0 US\$

Tasa Interna de Retorno (TIR) : 67.9 %

Pay out : 1.7 años

(1) Monto referencial para el concurso de compra de soda a 50% - Setiembre 2007

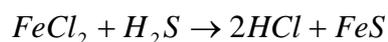
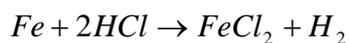
(2) Costo de agua para SSII - 2007

(3) Monto referencial para el concurso de compra de amina neutralizante - Diciembre 2007

## CAPITULO 11

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- Las sales contenidas en el petróleo crudo se hidrolizan durante su recorrido a la UDP, a través de los intercambiadores de calor y hornos, a medida que empieza a elevar su temperatura.
- La presencia de sulfuro de hierro (FeS) en el drenaje de agua de tope de la UDP, confirma la presencia de ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>S) en el crudo de alimentación a la Unidad de Destilación, lo que incrementa el ataque de ácido clorhídrico (HCl) en el tope de la UDP.
- El proceso corrosivo en el sistema de Tope de la Unidad de Destilación Primaria, se da por la acción combinada de los agentes corrosivos del ácido clorhídrico y el ácido sulfhídrico en medio acuoso de acuerdo a las siguientes reacciones:



- La inyección de soda cáustica en el crudo suministrado a las Unidades de Proceso, disminuye el contenido de cloruros formados por hidrólisis de las sales presentes en el crudo.
- El actual sistema de desalado es insuficiente para tratar el 100% de la carga a la UDP, lo cual se ve agravado por el poco tiempo de reposo disponible para el crudo luego de las descargas de los mismos, debido a la limitada capacidad de almacenamiento. Bajo este contexto, la dosificación de soda diluida en el crudo es de vital importancia para controlar la corrosión en el tope de la UDP.
- Durante la inyección de soda, la dosificación de amina neutralizante usada en el tope de la Unidad de Destilación Primaria disminuyó en 46%, lo que evidenció y corrobora la reducción de cloruros en el agua del acumulador del tope.
- Asimismo, durante el periodo de evaluación se comprobó la disminución de las velocidades de corrosión (mpy) promedio en el sistema de tope de la Unidad de Destilación Primaria, como se muestra en las tablas 6 al 9 del capítulo 11.
- La evaluación económica realizada, se basó en el ahorro generado por la disminución en la inyección de amina neutralizante en el tope de UDP mientras se mantuvo en servicio la dosificación de la soda cáustica diluida. El resultado de esta evaluación resultó en un Valor Actual Neto de MNS/. 17.2, una Tasa Interna de Retorno de 67.9% y un Pay out de 1.7 años. Estos resultados evidencian la rentabilidad del proyecto. Cabe señalar que la rentabilidad obtenida no considera en el cálculo, las pérdidas directas e indirectas descritas en el Capítulo 1, debido a que no se disponía de información necesaria y al grado de complejidad al cuantificar estas pérdidas económicas. De incluirse estas en los cálculos de rentabilidad, esta se incrementaría significativamente.

- Es necesario modificar el punto de inyección de soda, de la succión de la bomba de carga a la UDP hacia, al final del tren de intercambiadores de calor, con la finalidad de evitar ensuciamiento de los intercambiadores y la corrosión por fragilización cáustica de los equipos.
  
- Se debe mantener la inyección de soda diluida en el crudo permanentemente durante su procesamiento, controlando su correcta dosificación y concentración.
  
- Para obtener mejores resultados y la disminución significativa de la corrosión se recomienda:
  - a) Mayor tiempo de reposo al crudo antes de ser procesado, lo que implica el incremento de la capacidad de almacenamiento.
  
  - b) Incrementar y repotenciar la capacidad de desalado de Refinería Conchán.
  
  - c) Evaluar el uso de condensado y/o agua tratada en lugar de agua cruda en la desaladora.

## BIBLIOGRAFIA

- Pierre Wuithier. El Petróleo, Refino y Tratamiento Químico
- Norman Lieberman. Process Design for Relieable Operations
- Enrique Otero Huerta. Corrosión y degradación de materiales; primera reimpresión 2001
- UOP: Engineering Design Seminar ; volumen VI
- Sydney H. Avner. Introducción a la metalurgia física; segunda Edición 1991
- Nacional Association of Corrosion Engineers. Process Industries Corrosion
- John Nelly. Metalurgia y Materiales Industriales; primera reimpresión: 2000
- Donald Askeland. Ciencia e Ingeniería de los Materiales; tercera Edición 1998
- Donad Q. Kern. Procesos de Transferencia de Calor
- McCabe, Smith, Harriott. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química; sexta edición.
- Institute of Paper Chemistry. Caustic Stress Corrosion Craking of carbon steels
- Singh Raman. Evaluation of Caustic Embrittlement Susceptibility of Steels by Slow Strain Rate Testing.