



**Eliminación de la Corrosión en una Planta
de Destilación Primaria de Petróleo Crudo**

T E S I S

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

CARLOS GARCIA BORBOLLA





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

A mis Padres con cariño.

A mis hermanos.

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE

PRESIDENTE : ING. ENRIQUE VILLAREAL DOMINGUEZ

VOCAL : ING. MANUEL F. GUERRERO FERNANDEZ

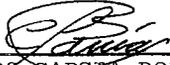
SECRETARIO : ING. PABLO BARRUETA GONZALEZ

PRIMER SUPLENTE : ING. ENRIQUE JIMENEZ RUIZ

SEGUNDO SUPLENTE: ING. GERARDO BAZAN NAVARRETE

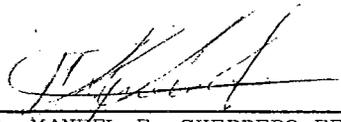
SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA :

REFINERIA CIUDAD MADERO, TAMPS..



CARLOS GARCIA BORBOLLA

(SUSTENTANTE)



ING. MANUEL F. GUERRERO FERNANDEZ

(ASESOR DEL TEMA)

PRELIMINARES

IMPORTANCIA DEL ESTUDIO DE LA CORROSION

La corrosión es la destrucción de un metal por reacción química o electroquímica con el medio ambiente. Los daños causados por medios físicos no se denominan corrosión sino erosión, abrasión o desgaste. En algunos casos el ataque químico va acompañado de daños físicos y entonces se denomina corrosión-erosión, desgaste corrosivo o corrosión por fricción. En la actualidad, el término corrosión se aplica sólo al ataque químico de los metales.

La importancia de los estudios de la corrosión es -
doble. En primer lugar figura el aspecto económico que comprende la reducción de las pérdidas del material que se producen por el desgaste progresivo o rotura repentina de tuberías, recipientes, componentes metálicos de máquinas, estructuras, etc. En segundo lugar hay que considerar la conservación de los recursos naturales, aplicada en principio a los metales, cuya reserva mundial es limitada, y cuyo consumo incluye las correspondientes pérdidas de reservas de energía y agua que acompañan a la producción y montaje de las estructuras metálicas. No menos importante es el consiguiente ahorro de potencial humano que se emplea en diseñar y reconstruir los equipos metálicos corroídos, que de otra manera sería utilizado para otros fines útiles a la sociedad.

El motivo principal de la investigación de la corrosión, se deriva en la actualidad del factor económico, el cual

se divide en pérdidas directas y en pérdidas indirectas. Se entiende por pérdidas directas los costos de reponer estructuras y maquinaria corroídas, o en sus partes componentes, - en los que se incluye la mano de obra necesaria. Las pérdidas directas incluyen el costo extra debido al empleo de -- aleaciones y metales resistentes a la corrosión en aplicacio- nes en donde el acero al carbono cumpliría las exigencias me- cánicas, pero no sería utilizable por su insuficiente resis- tencia a la corrosión; y asimismo, comprende el costo del - galvanizado o niquelado del acero, el de la adición de inhi- bidores contra la corrosión y el de la deshumidificación de _ almacenes para equipos metálicos.

Aunque resulta más difícil establecer las pérdidas indirectas, un breve examen de las pérdidas típicas de esta clase conduce a la conclusión de que totalizan varios millo- nes de dólares por encima del valor de las pérdidas directas ya mencionadas. Como ejemplo de las pérdidas indirectas ci- taremos los siguientes:

1.- Interrupción en la producción. Reponer una tu- bería corroída en una refinería de petróleo puede costar unos cientos de dólares, pero la parada de la unidad de produc- ción, como consecuencia de la avería en la tubería, puede - alcanzar mientras dura la reparación, un costo de 800 dóla- res por hora en concepto de pérdida de producción.

2.- Pérdidas del producto. Aquí podemos incluir las pérdidas de petróleo, gas o agua que se producen a tra- vés de tuberías corroídas, hasta localizar la avería y hacer la reparación.

3.- Pérdida de rendimiento. Tal ocurre como consecuencia de la formación de capas acumuladas de productos de corrosión que disminuyen la transmisión de calor, o por la formación de herrumbre en el interior de las tuberías que producen obstrucciones parciales y obligan, por lo tanto, a aumentar la capacidad de bombeo en las redes de conductos.

4.- Sobremedidas. Este factor es común en el diseño de recipientes de reacción, calderas, tubos condensadores, vástagos de bombas de extracción de pozos petrolíferos, tuberías enterradas, tanques de agua y estructuras en general. - Debido a que se desconocen las velocidades de corrosión o porque los métodos para el control de corrosión son dudosos, se recurre con frecuencia a proyectar los equipos o instalaciones varias veces más fuertes que lo requerido por las presiones normales de trabajo o tensiones aplicadas, con objeto de asegurar una duración razonable. Con un conocimiento apropiado de la corrosión, se puede hacer un cálculo más seguro de la vida del equipo, y simplificar el diseño en lo que se refiere a materiales y trabajo.

Aunque es difícil llegar a una estimación razonable de las pérdidas totales que originan las pérdidas indirectas, ni aún dentro de un solo tipo de industria, es obvio que son una parte sustancial del tributo económico impuesto por la corrosión. Las pérdidas indirectas son aún más difícil de establecer en los casos de pérdida de salud o vida, por explosiones o fallos imprevistos de instalaciones químicas, accidentes de aviación, ferrocarril o automóvil, debidos a fallos repentinos por corrosión de piezas importantes, ya que entonces su valor vá más allá de toda interpretación

posible en términos de dinero.

Mecanismo de la Corrosión:

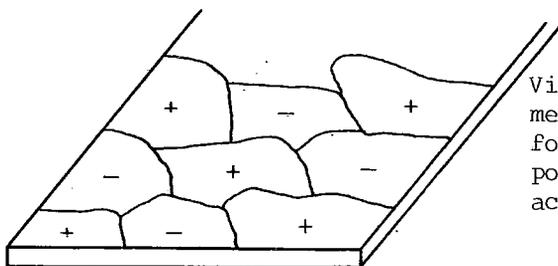
Los procesos de corrosión son casi siempre electroquímicos. En medios acuosos, la acción es similar a la que tiene lugar en una pila de linterna, formada por un electrodo de carbón que ocupa el centro de la pila y un electrodo de cinc que hace de recipiente, separados ambos electrodos por un electrolito compuesto en esencia por solución de NH_4Cl . Una lámpara incandescente conectada a ambos electrodos luce continuamente debido a la energía eléctrica que suministran las reacciones químicas que tienen lugar en ambos electrodos. En el electrodo de carbón (polo positivo), tiene lugar una reducción química y en el electrodo de cinc (polo negativo), se realiza una oxidación por la cual el cinc metálico es convertido en iones de cinc hidratados, $\text{Zn}^{++} n\text{H}_2\text{O}$. Cuanto mayor es el flujo de electricidad a través de la pila, mayor es la cantidad de cinc que se corroe. Esta relación es cuantitativa como demostró Michael Faraday a principios del siglo XIX (Ley de Faraday):

$$\text{Peso del metal reaccionante} = kIt$$

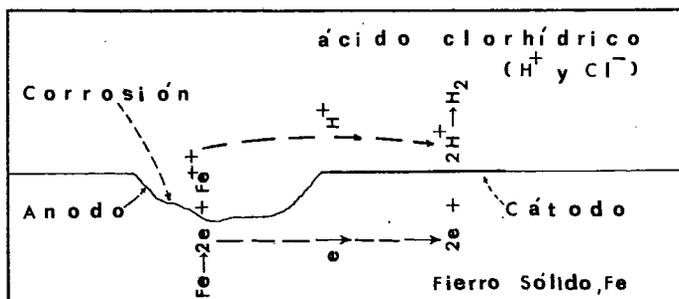
donde I es la intensidad en amperios, t tiempo en segundos y k una constante llamada equivalente electroquímico. El valor de k en el caso del cinc es de $3.39 \times 10^{-4} \text{ g/C}$, definiéndose el culombio como la cantidad de electricidad que pasa cuando una corriente de 1 ampere circula durante 1 segundo. Al poner la pila en corto circuito mediante una conexión metálica de baja resistencia, el recipiente de cinc se perfora por corrosión, pero si la pila se deja desconectada (circui-

to abierto), el cinc puede permanecer intacto durante años. [El pequeño desgaste de cinc que tiene lugar con el circuito abierto está producido en su mayor parte por la actividad de pequeñas impurezas, tales como: hierro, embebidas en la superficie del cinc que asumen el mismo papel que el electrodo de carbón y permiten el paso de electricidad al que acompaña la corrosión del cinc.] La corriente de esta clase se denomina corriente de acción local y las correspondientes pilas, - pilas de acción local. Por supuesto, la corriente de acción local no produce energía útil, sino que sólo actúa calentando los alrededores.

Cualquier superficie metálica, en situación similar a la del cinc, está compuesta de electrodos en corto circuito a través del cuerpo del propio metal, según se muestra en las siguientes figuras:



Vista de una superficie metálica que muestra en forma esquemática la disposición de las pilas de acción local.



[Durante el tiempo que el metal permanezca seco, no se observa corriente de acción local ni corrosión, pero al exponer el metal al agua o a soluciones acuosas, comienzan a funcionar las pilas de acción local a lo que acompaña la conversión química del metal en productos de corrosión.] Las corrientes de acción local, en otras palabras, pueden ser responsables de la corrosión de los metales expuestos al agua, soluciones salinas, ácidos o álcalis. Como quiera que las impurezas de un metal constituyen los electrodos de las pilas de acción local, su eliminación, como podría esperarse, mejora de manera apreciable la resistencia a la corrosión; esto no quiere decir que los metales puros no se corroen, ya que se establecen pilas de acción local cuando hay variaciones en el medio o en la temperatura.

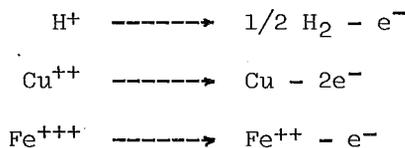
La combinación de dos conductores eléctricos (electrodos), sumergidos en un electrólito se denomina pila galvánica, la cual, convierte la energía química en energía eléctrica. [Cuando se cierra el circuito de una de estas pilas fluye corriente por la unión metálica desde el electrodo positivo al electrodo negativo.] Esta dirección del flujo de la corriente sigue un convenio arbitrario establecido antes de tener ningún conocimiento sobre la naturaleza de la electricidad y todavía se sigue hoy, a pesar del conocimiento actual de que sólo los portadores negativos o electrones se mueven en un metal.

Dentro del electrólito la corriente es transportada por portadores positivos y negativos conocidos como iones (átomos o grupos de átomos cargados de electricidad). La corriente que porta cada uno de los iones depende de su res-

pectiva movilidad y carga eléctrica. [El total de corriente positiva y negativa en el electrólito de una pila es siempre exactamente equivalente al total de corriente llevada a la unión metálica por los electrones solos.] La Ley de Ohm, $I = E/R$, donde I es la intensidad en amperios, E la diferencia de potencial en voltios y R la resistencia en ohmios, se aplica precisamente, *lo que se está aplicando sobre la* ~~bajo las condiciones en que ahora es~~ *corriente* estamos interesados, al flujo de corriente, tanto en los electrólitos como en los metales.

El electrodo en el cual tiene lugar la reducción química (o electrodo en el que entra corriente + del electrólito) se llama cátodo.

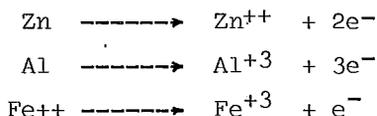
Ejemplos de reacciones catódicas:



todas las cuales representan reducción en el sentido químico.

El electrodo en el cual tiene lugar la oxidación química (o electrodo del que sale la electricidad + que entra en el electrólito) se llama ánodo.

Ejemplos de reacciones anódicas son:



estas reacciones representan oxidación en el significado químico. [Para los metales, la corrosión suele ocurrir, por lo general, en el ánodo.]

En las pilas galvánicas el cátodo es el polo positivo y el ánodo el polo negativo. Sin embargo, cuando a una pila se le aplica corriente de un generador o de una batería externa, como por ejemplo, se hace en los procedimientos de electroplaqueado, la reducción se realiza en el electrodo conectado al polo negativo de la fuente externa de corriente y, como consecuencia, este electrodo es el cátodo. De manera similar, el electrodo conectado al polo positivo del generador es el ánodo. Por lo tanto, quizás sea mejor no recordar el ánodo y cátodo como los electrodos negativo y positivo o viceversa, sino en lugar de esto recordar al cátodo como al electrodo por el cual entra la corriente desde el electrólito y al ánodo como el electrodo por el cual sale la corriente para retornar al electrólito. Esta posición es real tanto si se suministra corriente a la pila como cuando se extrae de ella.

Los cationes son iones que emigran hacia el cátodo cuando la electricidad fluye a través de la pila (por ejemplo: H^+ , Fe^{++}) y están siempre cargados positivamente tanto si la corriente se suministra o se extrae de la pila. De manera análoga, los aniones tienen siempre carga negativa (por ejemplo: Cl^- , SO_4^-).

Tipos de pilas

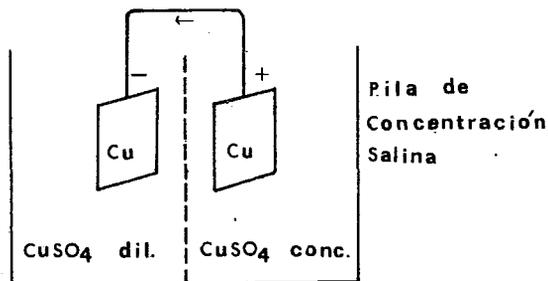
Son tres los principales tipos de pilas que toman -

parte en las reacciones de corrosión:

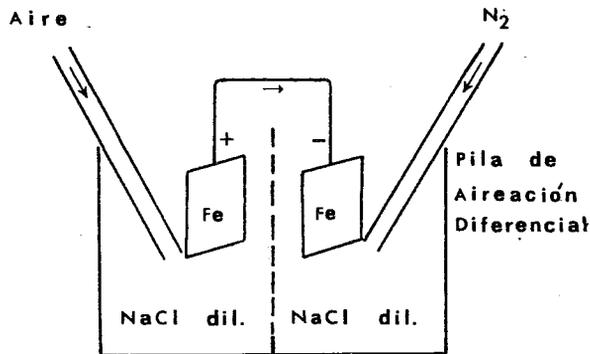
1.- Pilas de electrodos diferenciales. Ilustra este tipo de pila, la pila seca discutida antes. [Son ejemplos de esta clase de pila de corrosión, un metal que contiene en la superficie como fase separada impurezas conductoras de electricidad, o una tubería de cobre conectada a una tubería de hierro, o una hélice de bronce en contacto con el casco de acero de un buque.]

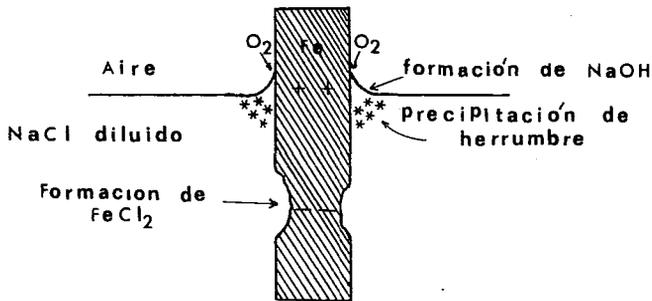
HAZTA AGUÍ

2.- Pilas de concentración. Este tipo de pila tiene dos electrodos idénticos, cada uno de ellos en contacto con una solución de diferente composición. Hay dos clases de estas pilas. La primera de estas clases se denomina pila de concentración salina. Por ejemplo, cuando un electrodo de cobre está expuesto a una solución concentrada de sulfato de cobre y el otro a una solución diluida, también de sulfato de cobre, al poner esta pila en corto circuito, el cobre del electrodo se disuelve en contacto con la solución diluida (ánodo) y se deposita sobre el otro electrodo (cátodo). -- Ambas reacciones tienden a llevar las soluciones a la misma concentración.



La segunda clase de pila de concentración, que en la práctica es la más importante, es la conocida como pila de aireación diferencial. Puede estar formada, por ejemplo, por dos electrodos de hierro en solución diluida de NaCl, en la que el electrólito que rodea a un electrodo está aireado por una inyección de aire (cátodo) y el otro desaireado (ánodo) por medio, por ejemplo, de una corriente de nitrógeno inyectado en el electrólito. La diferencia de concentración de oxígeno produce una diferencia de potencial y dá origen al flujo de corriente, según la siguiente figura. Este tipo de pila es la causa de los daños intensos localizados en las ranuras, tales como los que se producen en las superficies de contacto del acoplamiento de dos tuberías o en las conexiones roscadas, ya que la concentración de oxígeno es menor en el interior de la ranura o en la rosca que en los demás lugares. También es la causa de las picaduras que se forman bajo las capas de herrumbre. Las partes del metal cubiertas por herrumbre u otros productos de reacción insolubles, son menos accesibles al oxígeno que otras partes en donde la capa permeable es más delgada o no existe.





Pila de aireación diferencial con
corrosión en la línea de
agua

[Las pilas de aireación diferencial también inician por lo general, picaduras en los aceros inoxidable, aluminio, níquel y otros de los llamados metales pasivos, cuando están expuestos a medios agresivos acuosos.]

[3.- Pilas de temperatura diferencial. Los componentes de estas pilas son electrodos del mismo metal, cada uno de los cuales está a una temperatura diferente, sumergido en un electrólito de la misma composición inicial. Se suelen dar en los termopermutadores, calderas, calentadores de inmersión y equipos similares.]

[En la práctica, las pilas responsables de la corrosión pueden ser una combinación de estos tres tipos que se han descrito.]

C O N T E N I D O

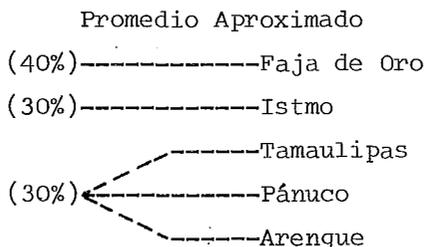
- I. ANTECEDENTES
- II. PROCESO DE DESTILACION PRIMARIA DEL PETROLEO CRUDO
- III. FENOMENO DE CORROSION EN LA DESTILACION PRIMARIA DEL
PETROLEO CRUDO *MITAD*
- IV. IDENTIFICACION DEL PROCESO CORROSIVO EN LA PLANTA
- V. ELIMINACION DEL PROCESO CORROSIVO Y CONTROL DEL SIS
TEMA PROPUESTO
- VI. CONSIDERACIONES ECONOMICAS
- VII. CONCLUSIONES
- VIII. BIBLIOGRAFIA

CAPITULO I

ANTECEDENTES

El presente trabajo tratará específicamente sobre la corrosión presentada en las plantas de destilación Prima--ria de Petróleo Crudo "MA" y "MB", de la Refinería Madero, y forma de combatirla.

Estas unidades comenzaron a operar en el año de --- 1960, con carga consistente de crudo de Poza Rica y recupera--do de trampas. [En el año de 1961 la planta MA procesó crudo_ Istmo y la MB crudo de Poza Rica.] Desde el año de 1962 y has--ta la fecha, ambas plantas procesan una mezcla de crudos cu--yas proporciones han variado en forma irregular de acuerdo -- con los siguientes crudos:



[En estas plantas se han tenido problemas de corro--sión de diversa índole, destacando por sus aspectos particula--res y específicos, aquéllos que tienen su origen en las caracte--rísticas de los crudos procesados y las condiciones de ope--ración.]

[En los crudos se encuentran componentes en pequeñas

cantidades, tales como cloruros de sodio, magnesio y calcio, así como compuestos de azufre, que aunque dentro del volumen total de crudo manejado representan un porcentaje mínimo, significan desde el punto de vista de la corrosión, un problema de gran magnitud, ya que estos componentes indeseables, dan lugar a fuertes desgastes en los equipos y líneas con los consiguientes perjuicios económicos y riesgos en la seguridad de la operación y del personal.]

En estas plantas ha habido algunas variaciones en las condiciones de operación, de las cuales, la principal es la elevación de la temperatura en el plato de carga de la torre fraccionadora, esta temperatura es, por diseño, de 347°C. pero por necesidades de operación se ha elevado hasta 370°C.

[Una consecuencia inmediata de esto, es la elevación de temperatura en el fondo de la torre de 340°C a 370°C. La liberación del H₂S contenido en el crudo es muy rápida entre 340°C y 370°C, pero a temperaturas mayores de 480°C decrece el grado de liberación.]

[De acuerdo con esto, los equipos y líneas que se considera están sujetos a las condiciones más severas de corrosividad por los compuestos de azufre, serán aquellas que operen bajo condiciones de temperatura que caen dentro del margen ya mencionado.]

[Se ha observado que la velocidad de desgaste debida al ataque corrovisio de compuestos de azufre, es prácticamente igual, para materiales de acero al carbón que para los de acero de aleación, cuando las temperaturas de operación son del

orden de los 250°C y menores, circunstancia que permite delimitar el área susceptible al ataque corrosivo ya mencionado, siendo los equipos y líneas afectados los siguientes:

- a) Calentadores
- b) Línea de calentadores a torre fraccionadora
- c) Torre fraccionadora. (Del plato de carga al fondo)
- d) Línea de residuo primario de torre fraccionadora a bombas de fondos de la torre
- e) Bombas de residuo
- f) Líneas de bombas de residuo a cambiadores de calor de crudo contra residuo (en sus puntos más críticos)
- g) Cambiadores de calor de crudo contra residuo
- h) Líneas entre cambiadores de calor

Propiedades de algunos crudos:

Crudo	Pámuco	70% Faja de Oro 30% Tamaulipas	Arenque
1.- Peso específico a 20°C/4°C Kg/lt	0.989	0.912	0.899
2.- Viscosidad Saybolt Universal en segundos			
a) 37.8°C	38,000	284	176
b) 54.4°C	10,000	136	
c) 82.2°C	1,920	21	
3.- API°	11.16	23.40	25.39
4.- Presión de vapor Reid Kg/cm ²	0.035	0.14	
5.- Contenido de cloruro de sodio kg/1000 lt	7.2	18.5	
6.- Azufre total %	5.43	3.27	
7.- Carbón Ramsbotton %	6.57	2.21	
8.- Metales. Partes por millón (ppm)			
a) Fierro	1.21	3.96	
b) Cobre	0.55	0.99	
c) Níquel	70.4	29.15	
d) Vanadio	511.5	161.7	
9.- Destilación Hempel a 760 mm Hg			
°C			
Temperatura inicial de ebullición	75	40	45
5% de la destilación	166	88.5	80
10% de la destilación	222	150	125
20% de la destilación	284	213	206
30% de la destilación		273	269
40% de la destilación		308	300

Balance de materiales aproximado:

	mts ³ /día	bls/día
Carga	8,730	55,000
Gasolina	1,409	8,880
Nafta	133	840
Kerosina	1,397	8,800
Gasóleo Ligero	1,244	7,840
Gasóleo Pesado	421	2,650
Residuo	4,039	25,440
Pérdida	87	550

~~La cantidad obtenida de los productos está sujeta a~~
la clase de crudo que se va a procesar y a su vez a las especificaciones requeridas.

CAPITULO II

PROCESO DE DESTILACION PRIMARIA DE PETROLEO CRUDO

Las primeras unidades de destilación usadas por la industria de refinación de petróleo fueron de tipo demasiado simple, formadas por unos cuantos barriles que se colocaban directamente sobre un horno que quemaba carbón o alquitrán. Los vapores ascendentes se condensaban en un serpentín sumergido en agua, sin intento de una mayor fraccionación que la indicada por la densidad del condensado del domo. Las unidades destiladoras tenían, por lo general, forma de olla y se construían de hierro fundido.

Durante muchos años el progreso fué mínimo, excepto que se aumentó el tamaño de las unidades. Manteniendo la forma de olla, se usaron el hierro forjado y más tarde las placas de acero, cuando el tamaño aumentó. Esto condujo al más moderno destilador de "caja de queso". Es obvio que el transporte de calor era muy bajo y toda la unidad era indudablemente cara.

El siguiente paso fué el destilador de casco horizontal. Siendo construido en diámetros de 2.4 mts a 4.0 mts, y longitudes hasta de 13.0 mts, el destilador horizontal presentaba más superficie de calentamiento por unidad de carga, y un diseño conducente a mejor combustión. Los destiladores más antiguos fueron operados sobre el principio de intermitencia, sin oportunidad para el intercambio de calor, más tarde, se conectaron en baterías y los intercambiadores de calor fueron introducidos tanto en residuos como en vapores.

Toda baja

7.

La instalación y operación de este equipo de destilación aún en la actualidad resulta caro; su mantenimiento era costoso y las eficiencias eran bajas, tanto por lo que respecta a la transferencia de calor, como a la rectificación. El advenimiento de los calentadores tubulares condujo a los modernos métodos de destilación.

Los destiladores tubulares han substituido a todos los otros tipos de equipo de destilación para las nuevas instalaciones y prácticamente para todos los procesos de refinería. Las ventajas, en comparación con la batería de destiladores de concha continuos, pueden resumirse como sigue:

Temperatura del petróleo más baja para un producto final dado.

Menor petróleo en el sistema y consecuentemente menor riesgo de incendio.

Costo de instalación más bajo, por barril de capacidad.

Espacios requeridos menores.

Menos personal de operación.

Control más exacto.

La unidad convencional de destilación simple que -- convierte el petróleo corriente en petróleo combustible, muestra la siguiente descripción: Después de pasar a través del circuito de intercambiadores y del calentador tubular, el crudo caliente se evapora instantáneamente en la sección vaporizadora de la única torre de burbujeo. La temperatura del vaporizador debe ser suficientemente alta, para eliminar todos los productos del domo. Para proveer de material de flujo a

los platos inferiores de la columna, se acostumbra aumentar - esta temperatura de tal manera que del 15 al 20 por ciento del producto final de fondos esté en la fase vapor. El reflujo de la parte superior se obtiene condensando una porción de la corriente del domo e introduciéndola en la parte superior de la columna; a través de ~~la~~ válvula de diafragma con control de - temperatura. El despojamiento de los chorros laterales se -- lleva a efecto por medio de vapor en una columna lateral úni- ca, dividida en compartimientos, uno para cada chorro de sub- producto. Debajo del punto de introducción del crudo en la - columna, están cuatro o más platos de burbujeo adicionales -- que funcionan como sección de despojamiento del residuo. La pequeña cantidad de vapor introducida debajo del plato del - fondo tiende también a disminuir la temperatura necesaria en la sección de vaporización.

Esta unidad simple de vaporización instantánea tie- ne ciertas limitaciones. Si se desean aceites de cilindro, - lubricantes o residuos asfálticos, las temperaturas necesa--- rias para alcanzar esas especificaciones son muy altas y exis- te el peligro de formar coque.

Secuencia del proceso:

(El crudo de los tanques se bombea a la planta por - medio de una turbina, accionada por vapor, a una temperatura de 55°C.) Antes de la succión, es ^{se puede} posible inyectar el agua para el desalado en un volumen aproximado de 8% en volumen so-- bre el crudo. El crudo se calienta, en los cambiadores de ca- lor, contra reflujo intermedio ligero, hasta 80°C, cambia ca- lor contra gasóleo ligero calentándose hasta 88°C, en los cam- biadores contra gasóleo pesado hasta 99°C. Después el crudo

se divide en dos corrientes paralelas reguladas por el nivel de las torres de despunte, estas dos corrientes recibirán un tratamiento idéntico desde este punto hasta la entrada a la torre en donde vuelven a juntarse. Cada corriente de crudo se calienta hasta 150°C (temperatura deseada para la entrada a las desaladoras) a su paso por los cambiadores contra residuo.

A la salida de estos cambiadores está la línea a las desaladoras, se tienen conexiones localizadas en el punto medio de las series de estos cambiadoras para salir a las desaladoras.

El crudo que sale de las desaladoras se calienta a 215°C en los cambiadores contra residuo, a la salida de los cuales el crudo parcialmente vaporizado, entra a las torres de despunte en donde se separan del crudo los vapores ligeros de gasolina.

El crudo despuntado de cada torre es bombeado hacia los cambiadores de calor contra residuo mediante dos bombas, una para cada circuito, en estos cambiadores el crudo se calienta a 235°C , a la salida cada flujo se divide en dos corrientes iguales reguladas mediante controles de flujo para entrar así a los serpentines de los calentadores, de los cuales el crudo parcialmente vaporizado descarga en la zona de vaporización de la torre fraccionadora .

La cantidad de calor que se dá al crudo en el calentador se regula por la temperatura de salida en cada serpentín, se tienen registradores y controladores de temperatura indivi

duales para cada uno de los serpentines, los cuales gobiernan los indicadores y controladores de presión sobre el combustible a cada una de las celdas del calentador. Una válvula de control manual en cada línea de combustible a los quemadores regula una recirculación de combustible para mantener, mediante ella, la presión de aceite requerida en los quemadores.

Los vapores del domo de la torre fraccionadora a 135°C se condensan y subenfrian en los condensadores del domo, y pasan de aquí a un acumulador. El agua condensada se drena del acumulador por medio de una válvula de control, actuada por el control de nivel de interfase en la pierna del acumulador.

Se cuenta con un sistema para la inyección de amoníaco anhidro para el control del pH en los sistemas del domo de la torre principal y de las de despunte.

La gasolina pesada del acumulador de la torre fraccionadora, a 38°C , se manda a las torres de despunte como reflujo, a los condensadores de las mismas torres de despunte para combinarla con la gasolina ligera que sale del domo de esas torres, y como reflujo a la misma torre fraccionadora. El reflujo a la torre fraccionadora se regula mediante un controlador y registrador de temperatura actuado por un termopar en los vapores que salen por el domo de la torre.

La gasolina pesada que va a los condensadores de las torres de despunte, se regula mediante dos controladores y registradores de flujo, pudiendo ser ambos efectuados por el control de nivel del acumulador del domo de la torre frac-

cionadora.

La presión de las torres de despunte se controla - por cualquiera de los medios siguientes:

a) Un registrador y controlador de presión que pasa directamente vapores calientes del domo de las torres al acumulador en una cantidad suficiente para mantener la presión - de la torre.

b) Un control de presión que releva, al sistema de los gases no condensables, evitando en esta forma que la presión de la torre se eleve sobre la requerida.

El agua que condensa junto con los vapores del domo de las torres de despunte se drena mediante controles de nivel de interfase que están localizados en las piernas de agua de los acumuladores.

La kerosina sale de la torre fraccionadora de cualquiera de los platos 24 ó 26 a control de nivel del agotador T 2-A. De este agotador el material arrastrado por el vapor y el vapor mismo, regresan a la torre a un punto abajo del plato 28. La kerosina se manda con una bomba a un enfriador en donde se enfría a 38°C y de aquí, regulada por un controlador y registrador de flujo, va a almacenamiento.

El reflujo intermedio ligero se extrae de la torre a 205°C en un punto sobre el plato 21 y cambia calor con el crudo, posteriormente puede ir a un enfriador y retorna al plato 24 de la torre fraccionadora. El enfriador es usado --

únicamente cuando la torre necesita un enfriamiento extra, de bido principalmente a carga ligera.

El gasóleo ligero se extrae de los platos 15 ó 17 - de la torre fraccionadora a control de nivel del agotador -- T 2-B. El material arrastrado y el vapor de agotamiento re-- gresan a la torre a un punto abajo del plato 19. El gasóleo ligero del fondo del agotador cambia calor contra el crudo, - en donde se enfría a 102°C, de ahí pasa a un enfriador en don de baja su temperatura hasta 50°C y de ahí a control de flujo va a almacenaje.

Abajo del plato 13 se extrae el reflujo intermedio pesado donde se manda a un enfriador, donde se enfría hasta - 200°C, y regresa al plato 15 a control de flujo.

El gasóleo pesado se extrae del plato 8 de la torre fraccionadora a control de nivel del agotador T 2-C, los vapo res del agotador regresan a la torre abajo del plato 10. El gasóleo pesado a 270°C cambia calor contra el crudo y en un - enfriador en donde sale a 95°C, de aquí el gasóleo va a alma cenaje.

Existe un sistema para extraer nafta del plato 28 - de la fraccionadora y sale a control de nivel del agotador - T 2-C y de ahí pasa a un enfriador y luego a control de flujo va a almacenaje. Cuando se esté sacando esta nafta, el gasó- leo pesado saldrá de su plato de extracción directamente a -- cambiadores y a control de flujo se manda a almacenaje. Exis ten todos los bloqueos necesarios para efectuar la operacón anterior sin contratiempo.

El residuo a 340°C sale del fondo de la torre y se divide en dos corrientes iguales. Cada corriente se enfría sucesivamente a 315°C, 230°C y 165°C en cambiadores de calor, después de los cuales las corrientes paralelas se juntan y el flujo total, regulado a control de nivel del fondo de la torre, se enfría a 135°C en una caja enfriadora pasando de aquí a la unidad de vacío o a almacenaje.

*De aquí hacia atrás
analizar y
recontar*

Desaladoras:

Es un sistema para eliminar la sal del petróleo y consta de dos unidades. Cada una con una capacidad de 27,500 Bls/día; fueron diseñadas para trabajar con crudo de Ordoñez y mezclas con otros crudos y reducir su contenido de sal a no menos de 2.73 Kg/1,000 Bls, o a un 8% del contenido de sal del crudo. Esta eficiencia está garantizada sin el uso de sustancias rompedoras de emulsiones.

El control de la temperatura de las desaladoras pueden mantenerse al desviar el crudo hacia el equipo desalador, es decir pasarlo por directo para que reciba menos calentamiento.

El agua de proceso para las desaladoras es tratada para mantener bajo su grado de turbidez, ya que en el caso de estar turbia no es posible quitárselo en el desalado, aumentando por esto los depósitos en los cambiadores y calentadores. El agua fresca requerida para el desalado entra a un cambiador de calor contra el agua que sale de la desaladora. Si es necesario calentamiento adicional, se hace a base de una inyección de vapor de 19.0 Kg/cm².

El agua se puede adicionar al crudo en cuatro diferentes puntos:

- a) En la succión de la bomba de carga.
- b) Inmediatamente a la descarga de la bomba de carga.
- c) Antes de entrar a la desaladora, es decir, en un punto donde su temperatura es más baja.
- d) Antes de la válvula mezcladora de la desaladora.

Dependiendo de las condiciones de crudo y de la clase del mismo es necesario encontrar el punto óptimo de inyección.

Las desaladoras constan de dos camas de electrodos colocadas horizontalmente y separadas entre sí para formar el campo eléctrico que permita la separación del agua de crudo. Cada electrodo trabaja con corriente de 440 Voltios y su amperaje es variable de acuerdo con la cantidad de agua por separar. El agua, con la sal disuelta, es purgada por la parte inferior de la desaladora y el crudo desalado sale por la parte intermedia.

Con el objeto de quitar estabilidad a la emulsión y permitir una separación mejor en el campo eléctrico de la desaladora, hay inyecciones de pequeñas cantidades de sosa cáustica.]

Calentadores:

Se diseñaron dos calentadores gemelos, del tipo de dos pasos y con los quemadores en la parte superior. Este diseño permite una operación efectiva aún cuando se quemen com-

bustibles de alta viscosidad.

Los calentadores están protegidos por detectores de alta temperatura en la zona de salida de los gases de combustión mediante un sistema que detiene el flujo de aceite combustible a los quemadores. En el caso de tener baja presión de combustible en los quemadores el mismo sistema cierra el flujo de combustible, en ambos casos es necesario preparar el sistema en forma manual para volver a operarlo.

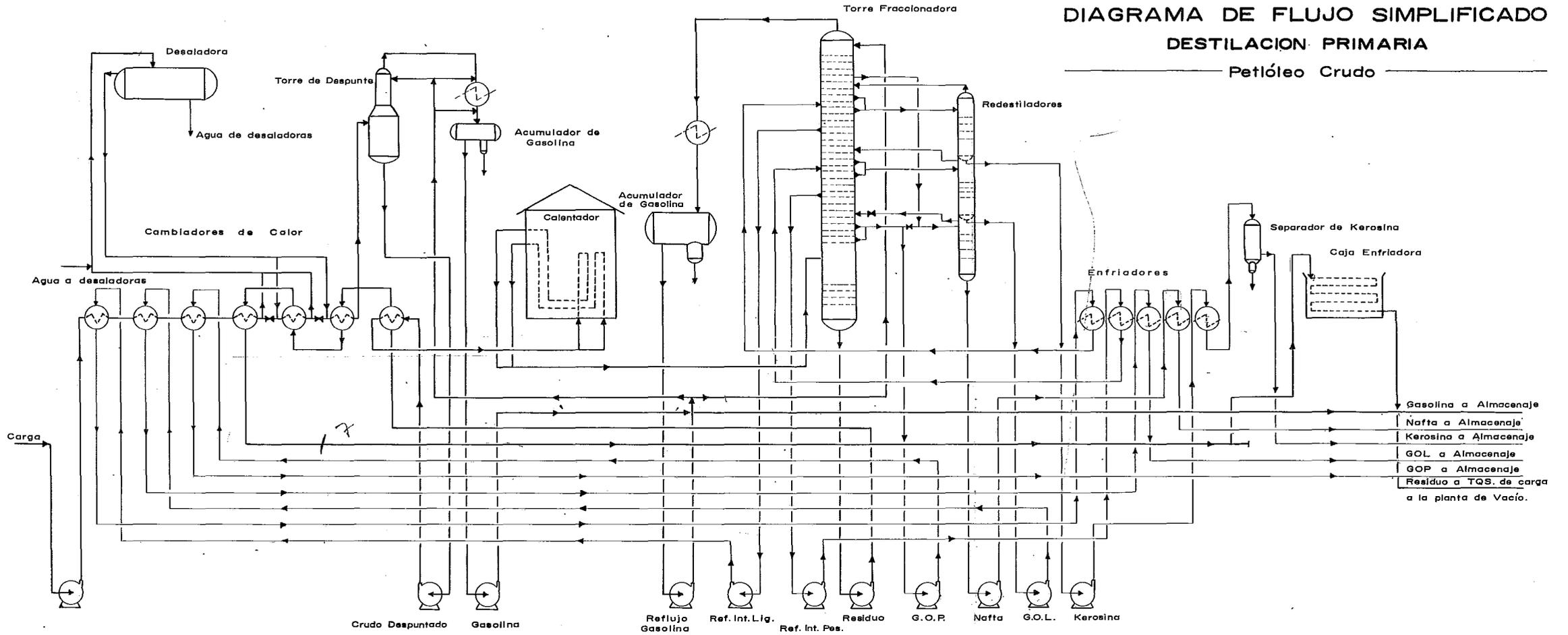
Se cuenta con bombas de carga a los calentadores accionadas por turbinas y que entran en forma automática al fallar la presión del flujo a los mismos, estas bombas y unas líneas de vapor de inyección de vapor a la entrada de cada serpentín son con el objeto de evitar la carbonización de los mismos durante fallas de corriente eléctrica o durante las emergencias.

El combustible usado en estos calentadores es pesado, tal como fondos de la torre de vacío, sin embargo, puede quemar combustibles ligeros. El combustible pesado, proveniente de la planta de vacío, llega caliente al área y entra al tanque de combustible pesado, el cual se ha diseñado de un tamaño mínimo para disminuir el tiempo de residencia y los problemas que se pudieran suscitar por la alta viscosidad del combustible.]

*Copiarlo
FLOW.*

DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO DESTILACION PRIMARIA

Petróleo Crudo



CAPITULO III

FENOMENO DE CORROSION EN LA DESTILACION PRIMARIA
DEL PETROLEO CRUDO

La corrosión es la destrucción de un metal por reacción química o electroquímica con el medio ambiente.)

La corrosión se lleva a cabo ya sea por acción química directa o por una acción electroquímica entre el metal y el medio que lo rodea.) La mayoría de los metales no son estables en el medio ambiente en que se usan, sino que tienden a formar compuestos más estables como son los minerales, tal como se hallan en la naturaleza.)

Por lo general, se manifiesta la corrosión en la superficie del metal, pero también, puede avanzar a lo largo de los límites intergranulares o de otras líneas de ataque debidas a diferencias en su resistencia a la acción electrolítica local. Los productos de la corrosión, en la mayor parte de los casos serán:

Oxidos

Carbonatos

Sulfuros

Esto dependiendo del material de que se trate y del medio corrosivo en que se encuentre.)

Debido a que en la elaboración de las tuberías, -- equipos y estructuras, el metal fierro y sus aleaciones son los más empleados y que, siendo el fenómeno de la corrosión -- el mismo para todos los metales, nos limitaremos a considerar

Solo se trató
 (En este trabajo, la corrosión sobre el hierro y sus aleacio--
 nes.)

TODO y RECOPILAR

[Corrosión a baja y alta temperatura:

De acuerdo con el rango de temperatura se conside--
 ran dos tipos de corrosión:

* a) Corrosión a baja temperatura.- Este tipo de co--
 rrosión será aquel que se lleve a cabo a una temperatura infe--
 rior a los 100°C.

b) Corrosión a alta temperatura.- Será aquella que
 se lleve a cabo a una temperatura superior a los 200°C/230°C,
 hasta la máxima temperatura alcanzada por el proceso de desti--
 lación primaria.]

En el límite intermedio de temperatura sólo se han--
 observado casos aislados de corrosión.

Se han considerado estos dos tipos de corrosión de--
 bido a que los dos presentan características diferentes que --
 obliga a que sean estudiados bajo puntos de vista distintos.

1. Corrosión a baja temperatura: *

Se debe al contenido de sal en los crudos y a la --
 presencia de agua.)

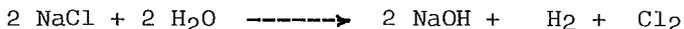
(El petróleo crudo que se recibe de los campos pro--
 ductores, tienen una cantidad de sal que se reporta como li--
 bras de cloruro de sodio por cada mil barriles de crudo. --
 1b NaCl/1000 Bls.)

(En realidad (no toda esta sal es cloruro de sodio, -

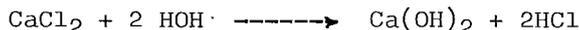
4000

[sino también de calcio y magnesio, estos últimos son los causantes de la formación del ácido clorhídrico.]

Debido a que el cloruro de sodio no se hidroliza:



nuestro problema queda centrado al cloruro de magnesio y calcio que por hidrólisis forman ácido clorhídrico de acuerdo -- con la siguiente reacción:



por lo que la agresividad de un crudo se puede medir por su -- contenido de cloruro de magnesio y cloruro de calcio.]

[El ácido clorhídrico se forma principalmente en los calentadores, en donde la temperatura es alta y el ácido así_ formado pasa a la torre fraccionadora en donde asciende hasta la parte superior, en la cual debido a la baja temperatura -- existe agua y en conjunto se produce el ataque al fierro.]



El ácido clorhídrico, el agua, en conjunto con los_ vapores de gasolina, que es el producto obtenido en el domo -- de la torre, pasan a los condensadores y a los acumuladores._ Por lo que este equipo y la tubería utilizada para el trans-- porte, se ven afectados por este tipo de corrosión.]

Además (si también se encuentra presente el ácido sulfhídrico, el ácido clorhídrico ataca al fierro para formar cloruro ferroso, pero de inmediato éste es atacado por el ácido sulfhídrico, formándose sulfuro ferroso y regenerándose el ácido clorhídrico, así que se vuelve un proceso cíclico que para interrumpirlo necesita de la eliminación de uno de los agentes corrosivos:



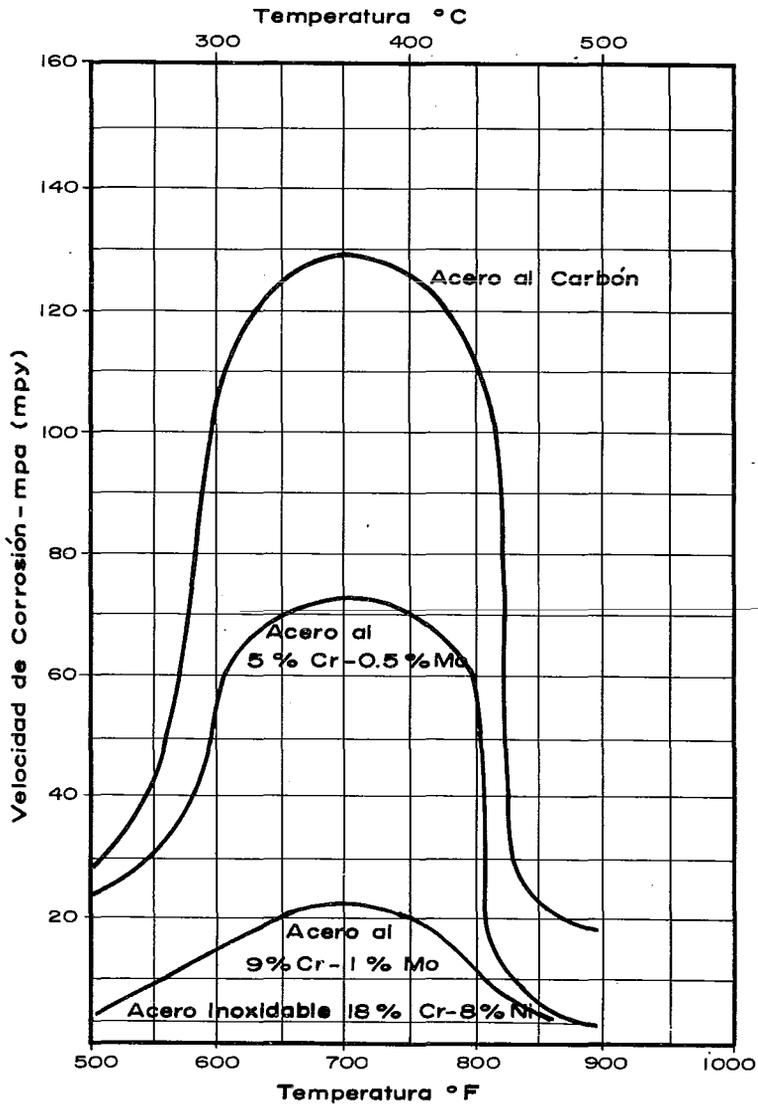
COMENZAR

Corrosión a alta temperatura:

Este tipo de corrosión se debe tanto a los compuestos de azufre que lleva el crudo como también al ácido nafténico, debido a que por necesidades de operación, en el plato de carga, se tienen temperaturas desde 347°C hasta 370°C. Por lo tanto, el problema de la corrosión en caliente se ha visto agravado por ello. Como consecuencia se tienen temperaturas, en el fondo de la torre, de 340°C a 365°C; un reflejo de esto es la alta corrosividad del residuo. *tal vez*

La presencia del azufre en las plantas de destilación primaria es la causa principal de desgastes en líneas y equipos.

El azufre se encuentra en el petróleo en diferentes formas, tales como: ácido sulfhídrico, mercaptanos, sulfuros, disulfuros, azufre libre, etc. El ácido sulfhídrico es la forma más activa, desde el punto de vista de la corrosión, ya que ataca directamente al acero a temperaturas relativamente



CORROSION DEL ACERO EN PETROLEO CRUDO
CONTENIENDO 1.5 % DE AZUFRE

altas. La liberación de este ácido es muy rápida entre 340°C y 370°C, pero a temperaturas más elevadas decrece el grado de liberación.

Como se mencionaba en el capítulo anterior, el ácido sulfhídrico junto con el ácido clorhídrico produce un ataque corrosivo severo.

Corrosión por azufre:

Frecuentemente se manifiesta en los residuos a alta temperatura, este tipo de corrosión se lleva a cabo por conversión del azufre de su forma original a ácido sulfhídrico y el ataque de éste a la superficie del metal.

La corrosividad depende principalmente del tipo del compuesto químico en que se tenga al azufre y no puede correlacionarse directamente con el contenido total de azufre, o sea que la corrosividad depende directamente de la formación de ácido sulfhídrico a partir de la descomposición térmica de compuestos del azufre presentes en el crudo.

El ataque del azufre procede por conversión del metal a una cascarilla de sulfuro que puede persistir sobre la superficie del metal y proporcionar algo de protección al metal sano remanente. La cascarilla formada consta de dos capas, y la corrosión es lineal después de un ataque inicial algo acelerado.

En la selección de la mejor aleación para las condiciones de un servicio en particular, debe considerarse no solamente el contenido total de azufre en la corriente, sino --

también el tipo de compuestos de azufre presentes y su efecto en las aleaciones propuestas.

La corrosión por ácido sulfhídrico difiere de la corrosión del azufre en que el ataque severo se presenta a niveles de contenidos de azufre mucho más baja, y en segundo lugar, los aceros al cromo-molibdeno considerados efectivos en el caso anterior no ofrece, en este caso, mayores ventajas -- que el acero al carbón.

Esta diferencia de comportamiento en la corrosión se atribuye a la acción más severa del H_2S , especialmente a altas temperaturas, comparada con la de compuestos de azufre orgánicos. En los procesos de refinación convencionales, únicamente una porción de estos compuestos de azufre se convierten en H_2S . En los procesos de reformación catalítica y de hidrodeshulfuración, la acción combinada del catalizador e hidrógeno presentes pueden dar como resultado la transformación total de compuestos del azufre en ácido sulfhídrico.

Se ha considerado que la temperatura es la variable más importante. La mayoría de la información reportada es en el sentido de un rápido aumento de la corrosión con elevaciones de temperatura y se ha señalado que para un aumento de -- $37.8^{\circ}C$ pueden esperarse que aproximadamente se duplique la velocidad de ataque.

[Bajo condiciones de temperatura constante, la velocidad de la corrosión aumenta con contenidos de ácido sulfhídrico.]

La presión total no es una variable importante en -
corrosión, a excepción de que determina la presión parcial del
ácido sulfhídrico que es la función que mejor se correlaciona
con la velocidad de corrosión. Se ha comprobado que el ata--
 que inicial es muy alto y decrece después de un cierto tiempo
 hasta alcanzar una velocidad de corrosión estable.

La influencia del hidrógeno y vapores de hidrocarbu
 ros que destruyen el ácido sulfhídrico no está muy clara. El
 efecto de los vapores de hidrocarburos en la corrosión, es --
 probable que dependa del grado en que tenga lugar la forma---
 ción del coque, debido a que éste, al depositarse, forma una
 barrera a la corrosión. En este caso, el hidrógeno tendría -
 que considerarse como promotor de la corrosión, ya que sabe--
 mos que una atmósfera rica en hidrógeno tiende a suprimir la
formación de coque.

Otro agente corrosivo de importancia en algunos cru
 dos, son los ácidos nafténicos. Estos ácidos son principal--
 mente ácidos carboxílicos, monocíclicos y bicíclicos dentro -
 de un amplio rango de pesos moleculares elevados, con tempera
 turas de ebullición entre 176°C y 343°C. Aunque los ácidos -
 nafténicos se encuentran normalmente en los crudos de base -
 nafténica, ^{también} pueden encontrarse también en otros tipos de cru--
 dos, como por ejemplo en los de base asfáltica.) La presencia
 y cantidad de estos ácidos en los crudos se determina median
 te el índice de acidez expresado en miligramos de KOH requeri
 dos para neutralizar un gramo de crudo. ^{su} ataque corrosivo
 es en algunas ocasiones difícil de apreciar ocularmente, ya -
 que la superficie del metal atacado puede presentar un aspec
 to terso. Se observa principalmente en los extremos de los -
 tubos de calentadores, retorno de calentadores, líneas de ---

transferencia, secciones de carga y reflujo de las torres ---
fraccionadoras, bombas centrífugas que manejan el crudo o re-
 siduo caliente, cambiadores de calor y condensadores.)

Formación de ampollas:

Este tipo de corrosión se encuentra tanto en la zo-
 na de la fase líquida como en el de la fase gaseosa. Es cau-
 sado por la presencia del ácido sulfhídrico en solución acuo-
 sa, y el resultado es la transmisión del hidrógeno, generado,
 a través de acero formándose ampollas, fisuras y fragiliza---
 ción.

El ácido sulfhídrico en solución acuosa ataca la pa-
 red del acero del recipiente, formando hidrógeno atómico, que
 normalmente puede combinarse en la superficie del metal para
 formar hidrógeno molecular. Sin embargo, en presencia de --
 sulfuro de hierro, esta recombinación se envenena parcialmen-
 te y una gran parte del hidrógeno formado en el proceso de co-
 rrosión pasa al acero como hidrógeno atómico.

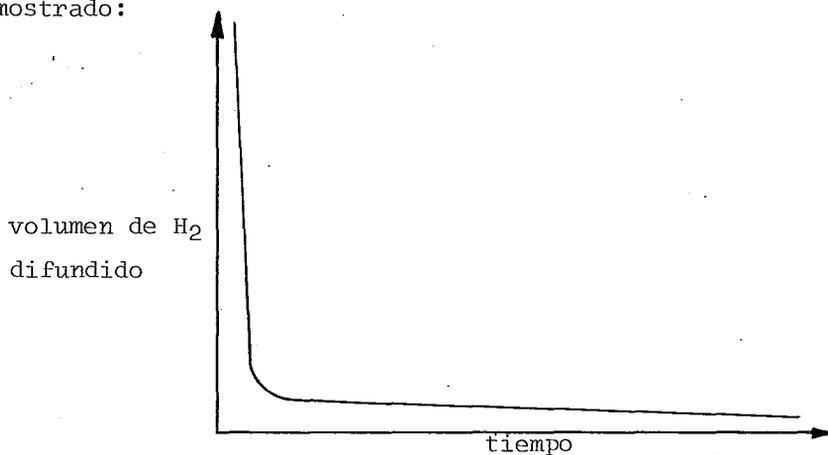
En tanto que una parte de este hidrógeno pasa com-
 pletamente a través del acero y forma hidrógeno molecular en
 la cara opuesta de la placa del recipiente, ^{UNA PARTE DEL H} algo del hidróge-
 no puede encontrar una discontinuidad o inclusión en el acero
 y se cambiará para formar hidrógeno molecular entrampado. El
hidrógeno molecular así formado, no puede pasar a través del
 acero y permanecerá en la falla. A medida que se forma más -
 hidrógeno molecular la presión se eleva a valores altos, sufi-
 cientes para reventar la superficie del metal. Inicialmente
 se forma una ampolla, que en casos extremos llega a ser de --

unos 30 cm de longitud y unos 3 cm de altura, y finalmente la superficie de la ampolla se fractura y el gas se escapa.]

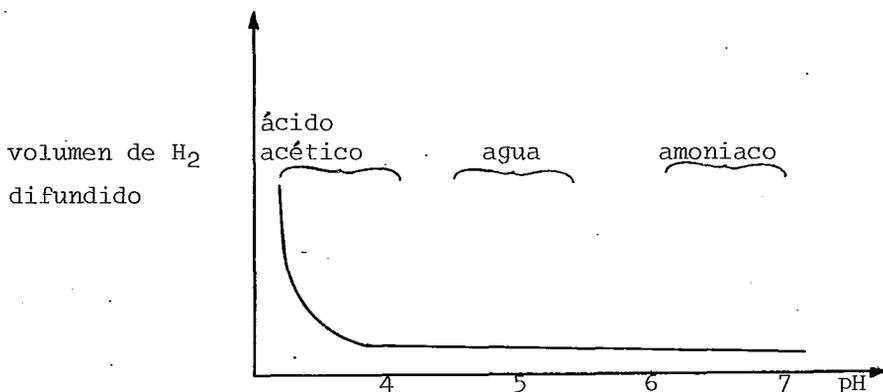
Se estima que los poros, inclusiones de escoria y dislocaciones pueden ser el punto de origen de las ampollas, en general se considera que las ampollas grandes provienen de placas mal laminadas.

Estudios hechos sobre la difusión de hidrógeno a través de las paredes de una cápsula sumergida en agua destilada, saturada con ácido sulfhídrico, señalan los siguientes resultados:

a) Inicialmente el paso del hidrógeno es muy alto, pero en poco tiempo disminuye la velocidad de difusión, abatiéndose marcadamente y siendo posteriormente muy baja. Esto se debe a la formación de un recubrimiento adherente de sulfuro de hierro que protege al acero de ataque posterior. La representación gráfica de este fenómeno es una curva del tipo -
mostrado:



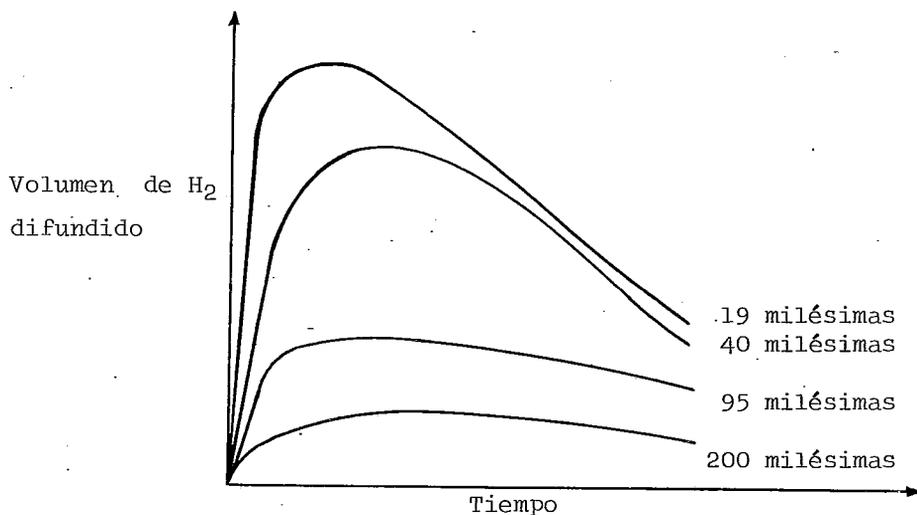
b) Efecto del pH: El recubrimiento de sulfuro de fierro formado durante la exposición del acero al ácido sulfhídrico en solución acuosa es soluble en ácidos fuertes. De acuerdo con ello, deberá esperarse un incremento en la corrosión y difusión del hidrógeno cuando se disminuye el pH de la solución. El resultado obtenido, con una solución saturada de ácido sulfhídrico y al 0.10% de ácido acético, se demostró que la difusión del hidrógeno ocurre a una velocidad ligeramente mayor que con el agua saturada con ácido sulfhídrico. De los resultados obtenidos en estos experimentos se obtuvieron gráficas del tipo de la siguiente:



c) Efecto de la temperatura: La temperatura usada en estas pruebas fué de 40°C, temperatura promedio en muchos de los equipos involucrados en este tipo de ataques. Los valores de transmisión de hidrógeno para otras temperaturas (variando de 0°C a 80°C), indican que (la temperatura es una variable secundaria que tiene poco efecto en el resultado final de difusión.

d) Efecto de la presión: Se encontró que la presión tiene un efecto despreciable en la difusión de hidrógeno.

e) Efecto del espesor de la placa de acero: Se determinó usando placas de acero ASTM A 285 de espesor de 20, 40, 95 y 200 milésimas de pulgada. Se observó que pasa considerablemente más hidrógeno a través de las placas más delgadas, pero la razón no es inversamente proporcional al espesor. La gráfica nos muestra los resultados obtenidos:



CAPITULO IV

IDENTIFICACION DEL PROCESO CORROSIVO

Para controlar el proceso corrosivo, es necesario - conocer las sustancias que lo producen, y a su vez, identificar los puntos que son afectados por dichas sustancias.

Corrosión en frío:

Los puntos más afectados por este tipo de corrosión, en la torre fraccionadora, es en los que corresponden a la -- sección superior, en donde se observa que el domo es el lugar más severamente afectado por este tipo de corrosión, disminuyendo gradualmente de intensidad de esta sección hacia abajo, hasta llegar al plato # 26 en donde la corrosión es moderada.)

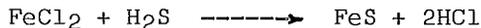
Todo esto es debido al contenido de cloruros en el crudo, la presencia de agua y a temperatura.



El ácido clorhídrico se forma principalmente en los calentadores, en donde la temperatura es alta, y el ácido así formado pasa a la torre en donde asciende hasta llegar a las zonas frías y a los condensadores. En estos lugares siempre existe agua, la cual combinada con el ácido produce el ataque al material de que está hecha la torre.



Si se encuentra presente el ácido sulfhídrico el --
cual reacciona con el cloruro ferroso, se regenerará el ácido
clorhídrico.



Existe también, en este tipo de corrosión, la forma-
ción de ampollas, las cuales se han localizado en el interior
del acumulador de gasolina. Esto es causado por la presencia
del ácido sulfhídrico en solución acuosa. Este ampollamiento
es debido a la difusión de hidrógeno.

Corrosión en caliente:

La liberación del ácido sulfhídrico, contenido en -
el crudo, es muy rápida entre 340°C y 370°C, a temperaturas -
mayores decrece el grado de liberación.

Por lo tanto, los equipos y líneas que se encuen-
tran bajo estas condiciones severas de corrosividad, de los -
compuestos del azufre, serán aquellos que operen bajo condi-
ciones de temperatura que caen dentro del margen ya menciona-
do.

Se ha observado que la velocidad de desgaste, debi-
do al ataque corrosivo de los compuestos del azufre, es prác-
ticamente igual para materiales de acero al carbón y acero de
aleación, cuando la temperatura de operación es del orden de
los 250°C o menor, lo que nos permite delimitar el área suscep-
tible al ataque corrosivo, siendo los equipos y líneas afecta-
dos, los siguientes:

a) Calentadores: Donde se han observado desgastes en los tubos correspondientes a las zonas más calientes, siendo más intenso en los extremos, la pared es más delgada debido a la operación de rolado; la cual provoca esfuerzos internos en el material, que favorecen la corrosión intergranular.

- b) Línea de calentadores a torre fraccionadora.
- c) Torre fraccionadora del plato de carga al fondo.
- d) Línea de residuo de torre fraccionadora a bombas de residuo.
- e) Línea de bombas a cambiadores.
- f) Cambiadores de calor.
- g) Líneas entre cambiadores.

El ataque debido al ácido nafténico, se manifiesta en los extremos de los tubos de los calentadores, retornos de calentadores, líneas de transferencia, secciones de carga y -reflujo de la torre fraccionadora, cambiadores de calor y condensadores.

Todos estos tipos de corrosión han sido corroborados ya sea, visualmente, por calibraciones, por medio de cupones, etc.

CAPITULO V

ELIMINACION DEL PROCESO CORROSIVO Y CONTROL DEL
SISTEMA PROPUESTO

El diseño de las plantas primarias, se consideró en el crudo procesado, un contenido máximo de sal de 33 kg por cada mil barriles de crudo, los cuales al ser tratados en las unidades desaladoras electrostáticas, con que cuenta cada --- planta, debería quedar con más o menos 3 kg por cada mil barriles de crudo; lo cual nos reporta una eficiencia de desalado del 92%.

Debido a la variedad de crudos que se procesan en las plantas primarias, siendo su contenido de sal diferente en cada uno de ellos el incremento del contenido de sal, en el crudo desalado, varía entre 9 y 18 kg por cada mil barriles, lo cual es 7 veces mayor que lo previsto en el diseño.

Crudo:

Istmo	:	59 kg de NaCl/1000 bls de crudo
Tamaulipas:		35 kg de NaCl/1000 bls de crudo
Arenque	:	90 kg de NaCl/1000 bls de crudo
Faja de Oro:		55 kg de NaCl/1000 bls de crudo

La corrosión tan severa, se debía, sobre todo a esta cantidad excesiva de sal en el crudo. En vista de esto, se discutieron las medidas posibles para eliminar o disminuir la corrosión, de las cuales las soluciones consideradas fueron las siguientes:

- 1.- Desalado en campos
- 2.- Desalado en las plantas
- 3.- Cambio en las condiciones de operación
- 4.- Uso de materiales resistentes
- 5.- Uso de neutralizadores

1.- Desalado en campos: Se lleva a cabo con el fin de que el contenido de sal en los crudos caiga dentro de lo especificado antes de entrar a las unidades de destilación. Este desalado se lleva a cabo ya sea con unidades electrostáticas o simplemente por reposo en tanques de almacenamiento para después drenar.

2.- Desalado en las plantas: Esta operación tiene la finalidad de disminuir el contenido de sales en el crudo procedente de los campos. Esta operación se lleva a cabo en las primeras etapas del proceso de destilación en unidades electroestáticas en las cuales es separado el crudo y el agua por medio de un campo eléctrico formado entre dos electrodos, los cuales operan con corriente de 440 Voltios cada uno.

El proceso puede dividirse en tres pasos: calentamiento, mezclado y separación. Se utiliza calor para reducir la viscosidad del aceite; se mezcla agua con el aceite para disolver la sal; el agua se separa del crudo por la acción de un campo eléctrico.

El crudo llega a la desaladora después de pasar por una serie de intercambiadores de calor y ya caliente recibe una corriente de agua, pasando esta mezcla a través de una válvula emulsificadora. Si la temperatura de la carga emul--

si la velocidad es demasiado alta, puede producirse engasamiento y el gas arrastrar mezcla hacia la parte superior de la desaladora provocando un campo eléctrico inestable.

El grado de emulsificación se controla por la caída de presión a través de la válvula mezcladora. Si la emulsión es muy fina resulta difícil que el campo eléctrico rompa dicha emulsión y separe el agua del crudo; cuando sucede esto - el voltaje se cae, el amperaje sube y el agua saldrá por la parte superior junto con el crudo. En el caso contrario, el agua se separará con facilidad pero el desalado será muy deficiente.

La eficiencia del desalado se determina por la siguiente relación:

$$\eta = \frac{S_1 - S_2}{S_1}$$

S_1 = gramos de sal/1000 barriles de crudo.

A la entrada de la desaladora.

S_2 = gramos de sal/1000 barriles de crudo.

A la salida de la desaladora.

Se considera un desalado aceptable, aquél en que el crudo tratado tiene un contenido de 2.7 Kg/1000 barriles de crudo sin tratar, que llega a la planta.

3.- Cambio en las condiciones de operación: Esta medida es la más sencilla de tomar, pero tiene el inconveniente de que no siempre es posible cambiar las condiciones de operación lo necesario para lograr unas condiciones dadas sin

afectar con esto el proceso; además, generalmente ayuda a resolver el problema de corrosión, pero no lo suprime del todo.

Para atenuar la corrosión en la parte superior de la torre fraccionadora, se tendría que aumentar la temperatura de esta zona a valores superiores a los que actualmente se tienen, pero esto no es posible porque se alterarían las especificaciones que se desean de los productos. Sin embargo, la temperatura del reflujo intermedio ligero sí se puede aumentar, como se hizo, pues de 60°C que se tenía se elevó a 100°C, efectuándose pruebas de corrosión con testigos, dando con una temperatura de 60°C 14.2 milésimas de pulgada por año, y a 100°C dió un desgaste de 8.25 milésimas de pulgada por año. Actualmente se obtienen valores más bajos de 2 mpa con la misma temperatura de 100°C y el uso de inhibidores.

4.- Uso de Inhibidores: Un inhibidor de corrosión es un material adicionado a un sistema que está propenso a la corrosión. Su propósito es reducir el porcentaje de corrosión:

a) Modificando el ambiente para hacerlo no corrosivo.

b) Modificando la interfase entre el medio ambiente y el material de construcción tanto que no puedan interactuar.

Los materiales que causan corrosión son la mayor parte gases y en casi todos los casos el agua está presente.

Hay inhibidores neutrales como el amonio anhidro e inhibidores orgánicos como los compuestos nitrogenados.

Inhibidores Neutralizantes: La mayor parte de los corrosivos, en nuestro caso, son ácidos, por lo que se requiere de inhibidores neutralizantes, por ejemplo amoníaco, sosa cáustica, etc.

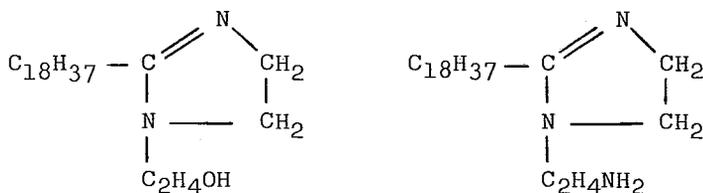
En sistemas de baja presión, como el presente, el amoníaco anhidro puede ser inyectado como gas. Si hay cualquier aleación de cobre en el sistema, el amoníaco debe ser usado con precaución ya que puede ocasionar esfuerzos peligrosos de esa aleación.

El amoníaco y el bióxido de carbono reaccionan para formar carbonato de amonio sólido que puede tapar el equipo si no hay presente suficiente agua que lo mantenga disuelto.

El control de inyección de amoníaco se lleva a cabo por medio del pH del agua drenada del acumulador de gasolina, en valores de 6.0 y 6.5

Inhibidores Orgánicos: Estos compuestos son polares o semi polares, que en la mayoría de los casos son compuestos nitrogenados en la forma de aminas primarias, secundarias, terciarias o cuaternarias, combinados con ácidos orgánicos, obteniéndose así un número casi infinito de productos alifáticos o cíclicos, poseyendo en un extremo de la molécula el átomo de nitrógeno usualmente absorbido en el metal. En general puede agruparse dentro de dos grupos:

1.- Imidazolinas sustituidas, tal como:



2.- Sales fosfatadas de N-alquil diamino alkanos.

Las imidazolinas son solubles en aceite y se dispersan en agua. Muchas de ellas son insolubles en hidrocarburos ligeros, como el butano y el propano y pueden correrse sobre las superficies frías e interferir con la transferencia de calor.

Las sales fosfatadas son las más costosas pero son realmente solubles en hidrocarburos ligeros. Generalmente producen menos emulsión y espuma que los otros tipos.

(Sería muy ventajoso recomendar un inhibidor específico para una aplicación recomendada, ^{ya que} pero no se ha encontrado aún un inhibidor que sea el mejor, bajo todas las condiciones de operación. Para encontrar el mejor y más económico para una aplicación dada, deben hacerse pruebas y ensayos.)

En la constitución atómica descrita, en la que tenemos el átomo de nitrógeno absorbido en el metal, permite el alineamiento de las moléculas del inhibidor, con respecto a la superficie del metal, dejando la cadena larga de hidrocarburo alejada del mismo. Este extremo de la cadena es hi-

drófobo, por lo que repele el agua, atrayendo al aceite y formando una película uniforme de aceite - agua sobre la superficie metálica aislándola del medio agresivo, disminuyendo la velocidad de corrosión.

Algunos investigadores consideran que el mecanismo de inhibición procede estabilizando la película de sulfuro de fierro (cascaquilla) originando que se adhiera al metal, protegiéndolo de ataque posterior. Esta suposición se refuerza por el hecho de que es difícil remover los depósitos de sulfuro de fierro por acidulación en aquellos recipientes que han sido tratados con inhibidores.

El ácido sulfhídrico no ataca las aleaciones de cobre, e incluso inhibe el ataque del amoníaco (cuando se inyecta en exceso) a las aleaciones de cobre. Sin embargo, pequeñas partículas de sulfuro de fierro que sean arrastradas por los vapores del domo de la torre, depositándose sobre los tubos de los condensadores en áreas que pueden estar húmedas en presencia de cualquier cantidad de oxígeno en el flujo de vapores, se oxidarán formando sulfato férrico que es sumamente corrosivo a las aleaciones de cobre.

Todos los inhibidores orgánicos tienen buena acción detergente y lavan el sulfuro de fierro de la superficie de los tubos, evitando su acumulación sobre éstos y controlando así la corrosión.

En las columnas de destilación en general, se inyecta amoníaco e inhibidor en las líneas de vapores tan cerca de la torre como sea posible. Casi cualquiera de los ti-

pos de inhibidor mencionados pueden ser benéficos. Generalmente la selección, en las torres fraccionadoras, es por las Imidazolinas; debido a que son de alto punto de ebullición, retornan a la torre por la línea de reflujo, pudiendo encontrarse en cortes laterales de la torre.

Las dosificaciones varían en cada caso particular y solamente por medio de ensayos se puede llegar a una dosificación óptima en cuanto a la protección y economía.

Generalmente la dosificación oscila en \pm 1 litro - por cada 1000 barriles de vapores del domo (total overhead).

La inyección debe ser continua, para lo cual se requiere una bomba dosificadora, tanque para la preparación -- del inhibidor, equipo para la medición, etc.

Los inhibidores comerciales en general, vienen envasados en tambores de 200 litros, requiriéndose en la mayoría de los casos, diluirlos para su mejor aplicación. El diluyente puede ser gasolina o kerosina, debiendo en cada caso determinarse, mediante pruebas de laboratorio, cuál es el más adecuado.

En las plantas en que se manejan inhibidores deben tenerse las facilidades necesarias para su manejo, dilución e inyección. Conviene tener elementos dispuestos para que el manejo de tambores sea sencillo. Si no se tienen instalaciones de aire para trasegar inhibidor de los tambores al tanque en que se van a diluir, deberá contarse con un dispositivo de "maroma" que permita la extracción rápida y limpia

de inhibidor del tambor, así como probetas o recipientes -- graduados para la medición de las cantidades necesarias del inhibidor.

Debe tenerse en cuenta que cuando se usan inhibidores concentrados, como el caso del Kontol Eisa - 501, Betz - Petromeen OS-10, Nalco 161 AC, etc., se tendrán diluciones -- más altas que usando inhibidores tales como Nalco 161-M, -- Betz Petromeen OS-6, etc. Es conveniente verificar la dilución para que se ajuste a las necesidades de dosificación, -- así como capacidad de la bomba proporcionadora.

Control y Evaluación de Inhibidores: Una excesiva inyección de inhibidor puede causar espuma, pérdidas de producto y otros problemas operacionales, además de que se incrementa el costo por concepto de inhibidor, que no es de -- por sí muy bajo. En consecuencia debe mantenerse el nivel -- de inyección más bajo posible que proporcione protección efectiva. Para ello deberá mantenerse bajo control dos aspectos:

1.- Dosificación:

- a) Preparación del inhibidor
- b) Mezclado homogéneo
- c) Medición del volumen inyectado
- d) Ajustes de la inyección

2.- Efectividad de la protección)

Con esta información y los factores de los medidores de flujo en las líneas de reflujo a la torre y gasolina -- a almacenaje se estima cual es la dosificación real, misma --

que podría compararse con la dosificación deseada y en consecuencia determinar los ajustes necesarios.

Bajo el aspecto de determinar la efectividad de la protección, cabe decir que el mejor camino para juzgarla son las inspecciones al equipo durante los paros de las unidades. Durante la operación normal se pueden tener algunas indicaciones a través del análisis de las aguas drenadas de los acumuladores del sistema de condensación de la torre fraccionadora, y el uso de cupones o testigos de corrosión.

Análisis del Agua Drenada en el Acumulador de Gasolina:

Los análisis de fierro y cobre no pueden usarse para predecir la velocidad actual de corrosión, ya que éste es a menudo localizada o toma la forma de ataque por picaduras. Sin embargo, si se usan racionalmente; estas determinaciones son extremadamente útiles para establecer y mantener las proporciones de inyección óptimas.

Los análisis de fierro en las aguas de los acumuladores se reportan normalmente en partes por millón (ppm), siendo éste valor poco representativo del ataque corrosivo, ya que está relacionado directamente con el volumen de agua drenada. Si en un momento dado consideramos un dato de ppm de fierro, el valor registrado, bien puede ser índice de un ataque severo si la cantidad de agua drenada es poca, o bien puede aparentar un ataque moderado si el agua drenada fue abundante.

Es necesario, tener en cuenta el volumen drenado -

de agua y relacionarlo con el resultado del análisis.

El volumen drenado de agua lo podemos conocer midiendo el agua que se purga en la pierna correspondiente a los acumuladores, pero no en todos los casos se tiene esta facilidad. Otra manera de conocer este volumen es a partir de la cantidad de vapor de proceso inyectado a la torre fraccionadora, el cual se determina por las lecturas de los medidores de flujo correspondientes y mediante los factores de dichos medidores. Una vez conocido el volumen de vapor de proceso inyectado, así como su presión, de las tablas de vapor se obtiene su volumen líquido que le corresponde y finalmente el volumen que tendrá ese vapor al condensarse, y que es, el que tendrá que drenarse en el acumulador. Conocido el volumen drenado de agua es fácil relacionarlo con las ppm de fierro y obtener así datos más representativos.

El análisis de cobre es también un índice excelente de que las dosificaciones de amoniaco e inhibidor sean o no adecuadas, y de que se esté inyectando lo especificado. - El cobre aparecerá en el agua drenada por dos circunstancias:

1.- Un exceso en la inyección de amoniaco, permitirá el ataque del amoniaco a las aleaciones de cobre generalmente presente en los haces de los condensadores.

2.- Partículas de sulfuro de fierro, que eventualmente pueden, en presencia de oxígeno, formar sulfato de fierro que atacará las aleaciones de cobre. En este caso la acción detergente del inhibidor podría ser inadecuada, ya sea por su escasa dosificación, o bien, que el tipo de inhibidor

no sea el indicado.

Puede también considerarse el análisis de cloruros, aunque este dato no es muy representativo de lo efectivo de la inyección de amoniaco. La cantidad de cloruros detectada está en función principalmente de la cantidad de ácido clorhídrico neutralizado y que forma cloruro de amonio. - Desde luego, una variación fuerte puede revelar que el amoniaco no está actuando, pero también puede deberse a una variación fuerte en el contenido de sal en el crudo e indudablemente se registrará primero en el pH.

Uso de Cupones: (Los cupones o testigos de corrosión son actualmente el mejor método disponible para medir, en términos generales, las velocidades de corrosión en el equipo de proceso. Es importante colocar el cupón tan cerca como sea posible del punto en el cual se desean mediciones, ya sea, cerca de las paredes del recipiente, platos, etc. - Las condiciones de exposición, velocidad de flujo, componentes corrosivos, acumulación de productos de corrosión, serán similares tanto en el cupón como en la estructura metálica.)

La temperatura es también comparable, excepto cuando se trata de las superficies de los cambiadores de calor. En este caso, la diferencia de temperaturas entre las paredes del cambiador y el fluido corrosivo pueden crear condiciones corrosivas, no usuales, que no puedan duplicarse en un cupón.

Otro factor importante que causa diferencias entre las velocidades de corrosión observadas en los cupones son de

la estructura del metal y su composición. Diferencias relativamente pequeñas en las cantidades de elementos de aleación, pueden tener efectos importantes en la resistencia del metal. Puede también, la resistencia a la corrosión afectarse seriamente por diferencias en los tratamientos térmicos y procedimientos de fabricación usados en los cupones y en la planta. Normalmente es imposible obtener cupones hechos de la misma corrida y tratados del mismo modo usado en la construcción de la unidad.

Por otra parte, no debe olvidarse que en todo caso el cupón dá información del punto en que se localiza éste. -- Las mediciones obtenidas son adecuadas para mostrar tendencias en las velocidades de corrosión, particularmente encuadradas dentro de un programa de evaluación de una medida anticorrosiva. (Las velocidades de corrosión, cuando ésta es del tipo general, pueden predecirse con seguridad, sobre todo si se conoce la historia del equipo, sin embargo, cuando hay tendencias a que ocurra una corrosión localizada no puede confiarse en los datos de los cupones.)

(Los cupones normalmente en uso para el control de corrosión rutinario son retráctiles, esto es, que pueden meterse y sacarse a voluntad.) Sin embargo, se requiere que -- tengan un tiempo de exposición mínimo de 30 días para reducir los efectos de la alta velocidad de corrosión inicial. La superficie sopleteada con arena, proporciona un área muy activa, que se corroe inicialmente con rapidez, o bien, que reacciona con el inhibidor empleado en el sistema para formar una película protectora. Si la exposición del cupón es por un tiempo corto la velocidad de corrosión registrada es--

tará muy afectada por esta velocidad inicial de ataque rápido.

Inicialmente, los testigos se sopletean con arena para producir una superficie uniforme. Se pesan a una exactitud de 0.1 miligramos y quedan listos para usarse. Pueden usarse cupones preparados de antemano, que deben conservarse en un sobre inhibido y con una tarjeta que contiene el número del cupón y su peso inicial, así como espacio para las -- anotaciones posteriores de peso y observaciones de corrosión.

Una vez concluida la prueba corrosimétrica, es necesario eliminar de los cupones los productos de la corrosión, sin embargo, antes de hacerlo deben observarse para determinar el tipo de depósito, que puede ser uniforme, o bien, en pequeñas costras, etc., incluso tomar si es necesario fotografías para estudio posterior. Se raspa el cupón con un cuchillo de plástico para eliminar los depósitos. Se desengrasan a continuación con benceno, tolueno o acetona y si es necesario se lavan luego con detergente y cepillo para removerles el aceite. Enseguida se lavan con ácido clorhídrico al 5% inhibido. Se usa como inhibidor Visco S-303-X ó el Rodine 82 al 2% sobre el ácido concentrado. En el siguiente paso se sumergen los cupones en una solución al 10% de bicarbonato de sodio, para neutralizar el exceso de ácido. Finalmente se enjuagan con acetona, secándolos con aire. Se secan a continuación a 105°C en una estufa durante una hora. Se pesan con exactitud de 0.1 miligramo y se calcula la velocidad de corrosión en milésimas de pulgada de penetración -- por año. La penetración promedio se expresa en MPA y se calcula a partir de la siguiente fórmula:

$$R = KW/ATD$$

R = Velocidad de corrosión, MPA

K = Constante

W = Pérdida en peso del cupón expresado en mg.

T = Tiempo de exposición, en horas.

A = Area expuesta. Expresada en centímetro cuadrado.

D = Densidad, gr/cm³

Se pueden usar varias unidades para expresar la velocidad de corrosión, usando el valor apropiado de k:

Unidades Consideradas	Dimensiones	Constante, K
MPA	mils./año	3.45×10^6
iPA	pulg/año	3.45×10^3
iPM	pulg/mes	2.87×10^2
mm/A	mm/año	8.76×10^4

La velocidad de corrosión que se obtiene de la exposición de los testigos, es representativa de la corrosión promedio del sistema, pero el tipo de corrosión debe hacerse notar y reportarse.

Los tipos básicos de corrosión son:

- 1.- Ataque General: Desgaste uniforme del metal.
- 2.- Ataque Localizado: Areas grandes y aisladas - de corrosión.
- 3.- Ataque por Picado: Pequeñas áreas aisladas.

Uso de Materiales Resistentes: Una respuesta al problema de la corrosión es el uso de materiales resistentes.

En muchos casos, esta aproximación es una alternativa económica a otros métodos de control de corrosión. Usualmente se requieren de tres etapas para determinar el material que se va a usar:

- a) Enlistado de los requisitos.
- b) Selección y evaluación de los materiales candidatos.
- c) Selección del material más económico.

TODO

Los requerimientos característicos y varios de los procedimientos implicados se seleccionan por medio de un en listado, dado en la tabla siguiente:

- a) Requisitos a ser considerados:
 - .Propiedades. (Corrosivas, mecánicas, físicas)
 - .Fabricación. (Habilidad para ser formado, soldado, maquinado, etc.)
 - .Compatibilidad con el equipo existente.
 - .Mantenimiento.
 - .Cumplimiento con las especificaciones.
- b) Selección de las consideraciones:
 - .Suposición de la vida total de la planta o proceso.
 - .Estimación de la vida en servicio del material.
 - .Confiabilidad. (Seguridad y consecuencias económicas en caso de falla).
 - .Disponibilidad y rescate de tiempo.
 - .Costo de materiales.
 - .Costo de fabricación.
 - .Costo de mantenimiento e inspección.
 - .Comparación con otros métodos de control de corrosión.

TODO
RESUMEN

Para estimar la composición de un material que suministre resistencia a la corrosión podemos guiarnos por la siguiente lista:

Variables Corrosivas:

- Principales constituyentes.
- Impurezas.
- Temperatura.
- pH
- Velocidad o agitación.
- Presión.
- Variación de cada variable.

Tipo de Aplicación:

- ¿Cuál es la función del equipo o parte de éste.?
- ¿Qué efecto causaría si ocurriese la corrosión.?
- ¿Es el diseño compatible con las características corrosivas del material.?

Experiencia:

- ¿Ha sido el material usado en idénticas circunstancias.¿Cuáles han sido los resultados.?
- ¿Ha sido inspeccionado.?
- ¿Existe literatura disponible.?

Para nuestro estudio, los materiales originalmente especificados, en el diseño de las plantas primarias, para las líneas consideradas son:

I.- Línea de calentadores a torre fraccionadora:

ASTM-A-335 clase 2

5% Cromo, 1/2% Molibdeno (con costura).

II.- Línea de fondo de la torre fraccionadora a -
bombas:

ASTM-A-53-A. Peso estandard, sin costura.

III.- Línea de bombas a cambiadores de calor:

ASTM-A-53-A

Peso estandard sin costura.

IV.- Línea entre cambiadores de calor:

ASTM-A-53-A

Peso estandard sin costura.

Estos materiales se seleccionaron basándose en las condiciones específicas del diseño, pero ya no corresponden a las actuales de operación, ya que con éstas se tuvieron -- desgastes excesivos que han obligado a reconsiderar la selección de dichos materiales.

Para fines de este estudio se consideró la tubería construida con los materiales de acero al carbón, acero al carbón con adición de silicio y manganeso y acero de aleación 4-6% Cromo, 1/2% Molibdeno en sus especificaciones más utilizadas en refinerías que son respectivamente, ASTM-A-53-A, ASTM-A-106-A y ASTM-A-335-P₅; las características de dichos materiales son las siguientes:

Clasificación ASTM	Clasificación Química en %						
	C	P	Mn	S	Si	Cr	Mo
A-53-A	0.13a 0.25	.048 a.11					
A-106-A	0.25	0.048	0.27a 0.93	0.58	0.1		
A-335-P ₅	0.15	0.03	0.3a 0.6	0.3	0.5	4 a 6	0.45a 0.65

El cromo aumenta la dureza del acero, la resistencia a la tracción y el límite elástico. En concentraciones superiores al 5% imparte una gran resistencia a la corrosión. Entre 2 y 6% comunica al acero capacidad para conservar la dureza a altas temperaturas, así como la resistencia a la corrosión.

El níquel es un fortalecedor de la ferrita. Es soluble en el acero en todas proporciones. En los aceros normalizados mejora la resistencia y disminuye la temperatura del temple. Retarda el crecimiento de grano a elevadas temperaturas y limita el agrietamiento.

El molibdeno es fortalecedor de la ferrita y formador de carburos, estimulante de los demás elementos de aleación, además de coligativo, marcando los efectos deseables y disminuyendo los nocivos, de cada uno de aquellos. Amplía el margen de seguridad para el trabajo en caliente, al mismo tiempo que disminuye la susceptibilidad y la fragilidad por revenido, aumentando la resistencia y el límite de fatiga.

Aleaciones Especiales:

El Inconel, el Incolloy y el Hastelloy son - aleaciones de níquel con adiciones de otros elementos en cantidades variables. Estos elementos son fundamentalmente fierro, carbono, cromo, silicio, manganeso, molibdeno, tungsteno, fósforo y algunos otros. Todos estos materiales son altamente resistentes a la corrosión y a las temperaturas elevadas, ofreciendo excelentes propiedades físicas y mecánicas aún en condiciones muy drásticas de servicio.

El monel es una aleación a base de níquel y cobre, conteniendo además cantidades variables de otros elementos que pueden ser aluminio, fierro, titanio, silicio, manganeso, carbono y azufre. Es una aleación resistente a la corrosión por excelencia, y soporta perfectamente temperaturas muy elevadas. Todos los moneles tienen una composición nominal aproximada del orden de 65-67% de níquel, pequeñas cantidades de los otros elementos mencionados y el resto de cobre.

Aleación	Temperaturas Máximas de Trabajo	
	Períodos Largos	Períodos Cortos
A-53-A	298°C	398°C
A-106-A	383°C	511°C
A-335-P ₅	621°C	890°C

Utilizando la tabla anterior se pueden seleccionar las aleaciones a emplear en cada una de las líneas de acuerdo con la temperatura a que pueden trabajar en condiciones de seguridad.

En la gráfica de corrosividad para derivados del petróleo conteniendo compuestos de azufre se puede apreciar claramente el aumento sufrido en la velocidad de corrosión al aumentar la temperatura de operación particularmente en el rango de 292°C a 370°C, así como el incremento de la relación de corrosión del acero al carbón A-53-A al acero de aleación A-335-P₅ con la temperatura.

Se puede considerar: que por lo tanto

a) Tuberías, cuya temperatura normal de operación sea menor de 292°C deberán construirse de acero al carbón especificación A-53-A.

b) Tuberías cuya temperatura normal de operación sea mayor de 383°C o pueda elevarse hasta 511°C durante períodos no mayores de 100 horas, deberán construirse de acero de aleación especificación ASTM-A-335-P₅.

c) Tuberías cuya temperatura normal de operación quede comprendida entre 292°C y 383°C deberán someterse a estudio económico para determinar cual es el material aconsejable.

De acuerdo con las condiciones así obtenidas y las temperaturas de operación normales que se tienen actualmente tenemos:

- I.- Línea de calentadores a torre fraccionadora, - 372°C.
- II.- Línea de torre fraccionadora a bombas, 370°C.
- III.- Línea de bombas a cambiadores de calor, 368°C.

IV.- Línea entre cambiadores de calor críticos, --
310°C.

Por lo considerado:

a) La línea I, que el diseño original marca tubería de acero de aleación 4-6% cromo, 1/2% Molibdeno con costura, está especificada correctamente y aunque es susceptible de un estudio económico, no se consideró por el momento, dado que el desgaste observado en ella es moderado y no requiere su cambio.

b) Las líneas II y III que el diseño original marca tuberías de acero al carbón A-53-A, resultaron ser inadecuadas para el servicio a que se destinaron, ya que sus temperaturas de operación son generalmente más altas que la temperatura límite de operación de 292°C indicada para esta especificación de material y hay la necesidad de cambiarla por acero de aleación A-335-P5.

c) Por lo que respecta a la línea IV se consideró, por medio de un balance económico que su especificación es la correcta.

Por lo que respecta al calentador, en la zona de radiación, se observa que el fenómeno corrosivo limita la vida de los tubos a 5 años, con un período que va del segundo año en adelante en que se tiene la posibilidad de una falla, siendo esto particularmente cierto para los tubos de la parte superior. Se recomendó el cambio de especificación del material usado en estos tubos de la especificación original ASTM-A-106-A a la especificación ASTM-A-335-P₅ que es resistente a este tipo de corrosión.

En la torre fraccionadora, calibraciones efectuadas muestran evidencias de corrosión marcada a partir del plato # 24 hasta el domo de la torre; por lo que el problema se resuelve colocando platos de monel y forrando el cuerpo de la torre, en su parte más afectada, con acero inoxidable tipo 304.

Las bombas de residuo no han presentado problemas de corrosión. El cuerpo y el impulsor son de acero fundido con alto contenido de silicio, siendo esta la razón de su casi nulo desgaste. El acero fundido con alto contenido de silicio es particularmente frágil, pero tiene alta resistencia a la erosión y a la corrosión, de esto se desprende su uso general en los cuerpos de bombas, válvulas, etc.

El desgaste observado en los cambiadores de residuo contra crudo, en los de la temperatura más crítica, ha sido notable. Aproximadamente en 6 años de operación hubo necesidad de cambio del cuerpo. Lo aconsejable sería reponer el cambiador cada vez que llegue a su límite de retiro, pues el material de aleación resulta demasiado caro. Una manera de economizar costo de quipo, sería recuperar las bridas del cambiador desechado y colocarlos en un cañón nuevo, ahorrándose el costo de éstas.

COMPOSICION DE MATERIALES
 FIERRO COMO BASE DE ALEACIONES

ALEACION	C	Mn	Cr	S	Ni	Cu	Si	Mo	Otros
Acero	0.35	0.90 máx		0.50 máx					0.050 máx P
Hierro Fundido	2.75 a 3.50	0.50 a 0.75					2.01 a 2.25		
Níquel-R Tipo 1	3.0	1.0 a 1.5	1.7 a 2.5		13.0 a 17.0	5.0 a 7.0	1.0 a 2.5		
Níquel-R Tipo 5	2.4	0.40 a 0.80	0.1 máx		34.0 a 36.0	0.50 máx	1.0 a 2.0		
4-6 Cr 0.5 Mo	0.15	0.30 a 0.60	4.0 a 6.0	0.030 máx			0.50 máx	0.45 a 0.65	
12 Cr- Tipo 405	0.08	1.0 máx	11.5 a 14.5	0.30 máx	0.60 máx		1.0 máx		0.04 máx P 0.10-.3 Al
17 Cr- Tipo 430	0.12	1.0 máx	14.0 a 18.0	0.03 máx	0.75 máx		1.0 máx		0.04 máx P
27 Cr Tipo 446	0.20	1.50	23.0 a 27.0	0.03 máx	0.60 máx		1.0 máx		0.04 máx P 0.25 máx N
Acero Inoxidable									
Tipo 304	0.08	2.0 máx	18.0 a 20.0	0.03 máx	8.0 a 12.0		1.0 máx		0.045 máx P
Tipo 316	0.08	2.0 máx	16.0 a 18.0	0.03 máx	10.0 a 14.0		1.0 máx	2.0 a 3.0	0.045 máx P
Tipo 321	0.08	2.0 máx	17.0 a 19.0	0.03 máx	9.0 a 12.0		1.0 máx		0.045 máx P Ti 5X C mín
Tipo 347	0.08	2.0 máx	17.0 a 19.0	0.03 máx	9.0 a 13.0		1.0 máx		0.045 máx P Cb-Ta 10xC
Tipo 309	0.20	2.0 máx	22.0 a 24.0	0.03 máx	12.0 a 15.0		1.0 máx		0.045 máx P
Tipo 310	0.25	2.0 máx	24.0 a 26.0	0.03 máx	19.0 a 22.0		1.5 máx		0.045 máx P
Worthite Durimet 20	0.07 0.07	1.0 máx	20.0 20.0		24.0 29.0	4.0	3.5 1.0	3.0 2.0 a 3.0	
Durichlor Silicon Iron	0.85 0.85	0.65 0.50 a 0.65					14.0 mín 14.5	3.0 mín 3.0 mín	
Elcomet K	0.12	0.30	23.0		22.0	3.5 a 4.0	1.25 a 2.0	2.0	
GT - 45	0.08	1.25	16.7		14.0	3.0	0.5	2.7	0.25 Ti 0.35 Cb
V2B	0.07		19.0		10.0	2.0	3.0	3.5	0.15 Be

NIQUEL COMO BASE DE ALEACIONES

Aleación	C	Mn	Fe	Cr	S	Ni	Cu	Si	Mo	Otros
Níquel	0.15 máx	0.35 máx	0.40 máx		0.01 máx	99.0 mín	0.25 máx	0.35 máx		
Monel	0.30 máx	1.25 máx	2.5 máx		0.024 máx	63.0 70.0	resto	5.0 máx		
Inconel	0.15 máx	1.0 máx	6-10	14.0- 17.0	0.015 máx	72.0 mín	0.5 máx	5.0 máx		
Incoloy A-800	0.10 máx	1.5 máx	resto	19.0- 23.0	0.015 máx	30.0 35.0	0.75 máx	1.0 máx		.6 máx Al .6 máx Ti
Incoloy A-825	0.05 máx	1.0 máx	resto	19.5- 23.5	0.03 máx	38.0 46.0	1.5- 3.0	0.5 máx	2.5 3.5	.2 máx Al .6-1.2 Ti
Hastelloy B	0.05 máx	1.0 máx	4.0- 6.0	1.0 máx	0.03 máx	resto		1.0 máx	26.0 30.0	2.5 máx Co .025 máx P .2 a .4 V
Hastelloy C	0.08 máx	1.0 máx	4.0- 7.0	14.50 16.50	0.03 máx	resto		1.0 máx	15.0 17.0	3 a 4.5 W 2.5 máx Co
Hastelloy D	0.12	0.50- 1.25	2.0 máx	1.0 máx		resto	4.0 máx	11.0 máx		1.5 máx Co
Hastelloy F	0.05 máx	1.5	24.0	22.0		resto	0.15 máx	1.0 máx	6	Cb+Ta = 2.1 1 máx W 2.5 máx Co..Ta = 0.5 mín
Hastelloy X	0.05- 0.20		17.0 20.0	20.5 23.0		resto			8.0 10.0	.2-10 W
Illium G	0.20	1.2	6.5	22.5		56.0	6.5	0.65	6.5	
Chlorimet 2			Composición comparable al Hastelloy B							
Chlorimet 3			Composición comparable al Hastelloy C, excepto en W							

Prevención de Ampollas:

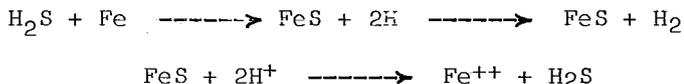
Puede lograrse el control de este problema mediante el uso de aleaciones que resistan este tipo de corrosión. ^{COMO} Sin considerar el costo elevado de tales aleaciones, su uso puede justificarse en algunos puntos críticos. En varios aceros de baja aleación se observaron ampollas, como son:

aceros al 5% níquel, 4-6% cromo, 1/2% molibdeno;
1% cromo, 5% cobre, 1% silicio.

→ ^{las} En placas de monel, níquel y aceros inoxidable tipo 302 y 430 ^{que} no se registró disolución de hidrógeno.

Causas y prevención de ampollas:

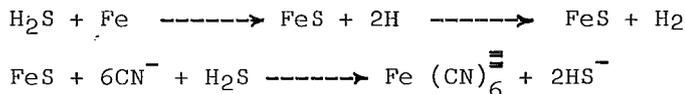
a) Reacción en medio ácido:



La disolución de hidrógeno en soluciones ácidas aumenta al disminuir el pH. Bajo condiciones moderadas, la reacción es auto extingible por la formación de un recubrimiento adherente e insoluble de productos de corrosión. (Las medidas de corrosión incluyen un aumento del pH y/o el uso de inhibidores de la corrosión adecuados.)

b) Reacción en medio alcalino:

Reacción lenta



La transmisión de hidrógeno en soluciones alcalinas, conteniendo sulfuros y en presencia del ión cianuro, -

puede controlarse con la disminución del pH y/o mediante el uso de inhibidores.) La presencia del ión cianuro se ha comprobado en muchos casos en el agua drenada del recipiente en que se registraron daños por ampollamiento.

(Es evidente la necesidad de mantener un buen control del pH, entre valores de 6.5 y 7.5 en el agua drenada - del acumulador de gasolina de la torre fraccionadora.)

En ambas plantas primarias se ha usado tratamiento Cronox, eliminándose el uso de inhibidor Nalco 161-M y la inyección de amoniaco.

Debido a la irregularidad de aplicación del Cronox, que dá lugar a fallas en el mantenimiento del pH adecuado, su empleo también ha sido suspendido ya que, en el período de su aplicación se apreció una corrosión más intensa en el acumulador de gasolina. (Por lo anterior se puede ver que el tratamiento con Cronox no es efectivo para controlar la corrosión en el domo de la torre fraccionadora y acumulador, cuando el contenido de sal en el crudo es alto.

(Actualmente se utiliza el inhibidor Betz Petromeen OS-8 y amoniaco cuyos resultados son satisfactorios.)

CAPITULO VI
CONSIDERACIONES ECONOMICAS

Justificación del uso de Inhibidor y Amoniaco en -
 las Plantas Primarias de Destilación de Petróleo Crudo:

En el presente estudio se presentan los costos ocasionados por la reposición del equipo afectado por la corrosión, cuando se encuentra protegido por inhibidores, comparándose resultados con los costos obtenidos por el mismo concepto sin hacer uso de los mismos.

Equipo considerado en estudio:

- 1.- Parte superior de la torre fraccionadora.
- 2.- Línea de gases de la torre fraccionadora a los condensadores.
- 3.- Condensadores.
- 4.- Válvulas de compuerta.

(El acumulador de gasolina se considerará fuera de estudio, ya que éste se encuentra protegido con cemento aislante.)

El espesor del equipo considerado a la corrosión es de 0.32 cm (0.125 in). (Los reportes) de inspección y seguridad indican un desgaste del equipo, con uso de inhibidores, de 5 mpa lo cual representa una vida útil del equipo de 25 años.) ^{Considerando} Se considerará, en este estudio, una vida útil del equipo de 10 años, o sea una destrucción del 10% anual de su vida útil, ocasionado por fallas del control de corrosión o por causas ajenas a él. ^{Forman} A su vez, (Se tienen datos sin uso de inhibidores, de pérdida de equipo de 50 mpa, lo cual re--

porta una vida útil de 2.5 años.)

Costos por el uso de Inhibidores:

Inhibidor: Betz Petromeen OS-8
 Consumo mensual promedio: 1,220 lts.
 Densidad: 0.93 Kg/lt
 Dosificación recomendada: 15-20 ppm.
 Costo: \$ 8.60/lt
 Costo mensual promedio: \$ 10,500.00

Amoniaco

Consumo mensual promedio: 2,960 Kg.
 Costo: \$ 1.10/Kg
 Costo mensual promedio: \$ 3,226.36

Costo total de Inhibidor y Amoniaco al mes: \$ 13,726.30

Costo total de Inhibidor y Amoniaco al año: \$ 164,715.60

Costo del equipo considerado en estudio:

Torre Fraccionadora: Tomando en cuenta que a partir del plato # 29 se tendrá al agente corrosivo en medio acuoso, se protegerá esta sección de la torre con acero inoxidable, el cual reporta un desgaste, debido al ácido clorhídrico, de 50 mpa.

Area que se cubrirá con acero inoxidable: 44 mts²
 Costo: \$ 34.00/Kg. 28.56 Kg/mt² \$ 971.00/mt²
 Costo total del material: \$ 42,800.00

Se cortarán tramos de acero inoxidable de 0.6 mt x 1.5 mt, dando 49 tramos que van a ser soldados en la parte superior de la torre.

Los platos de la torre, también sufrirán desgaste, por lo que se considera la pérdida de estos a los 2.5 años. Cada plato instalado tiene un costo de \$ 7,000/plato instalado = \$ 28,000/4 platos instalados.

Línea de gases:

Línea de 20 pulg de diámetro cédula 40, ASTM-A-53-A

Longitud = 21.2 mts.

Costo = \$ 476.00/mt.

Costo total = \$ 10,091.00

2 válvulas de compuerta acero c/bridas 20 pulgs,

150 # \$ 37,000 c/u. Total \$ 74,000.00

2 válvulas compuerta acero c/bridas 6 pulg, 150 #

\$ 7,729 c/u. Total \$ 15,458.00

Condensadores:

Banco de tubos de acero al carbón

Coraza de acero al carbón

Deflectores de acero al carbón

Costo = \$ 147,150.00 c/u

Costo de los cuatro condensadores = \$ 588,600.00

Por otra parte, se presenta un estudio utilizando el método de camino crítico para conocer los costos de mano de obra y el tiempo necesario para la reposición del equipo.

Costo total de los materiales: \$ 758,949.00

Gasto de reparación: \$ 31,153.99

CAMINO CRITICO DE REPARACION DE LA SECCION SUPERIOR DE LA TORRE FRACCIONADORA

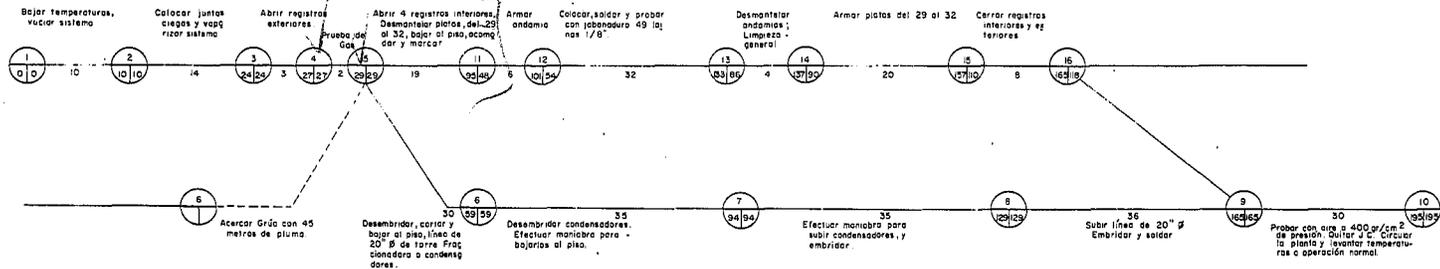


Diagrama de Red
 de Actividades

Resumen:

(La falta de uso de inhibidores provoca una reposición del equipo cada 2.5 años, por lo que en un plazo de 10 años el equipo se repondrá 4 veces; mientras que con el uso de inhibidores será necesaria su reposición una vez en 10 años.)

En base a 10 años:

	<u>Con Inhibidores</u>	<u>Sin Inhibidores</u>
Gastos de material	\$ 758,949.00	\$ 3,035,796.00
Gastos de reparación	31,154.00	124,616.00
Gastos de Inhibidores	1,647,156.00	-
Gasto de equipo para uso de Inhibidores	25,000.00	
T O T A L :	\$ 2,462,259.00	\$ 3,160,412.00

No se presentan en este cuadro comparativo las pérdidas de producción ocasionadas por la reparación de la planta, debido a que dichas reparaciones pueden llevarse a efecto en los Paros Programados, los cuales se llegan a realizar normalmente cada 15 meses. De no ser así deberán incluirse estas pérdidas dentro de los costos obtenidos sin uso de Inhibidores justificando, aún más, el empleo de éstos.

CONCLUSION

(Por lo anterior se deduce que el empleo de Inhibidores contra la corrosión, se justifica plenamente al obtenerse un ahorro del 20% del gasto total de la reposición de

los materiales.)

Por lo que se refiere a la seguridad, que es el fac
tor más importante, el empleo de Inhibidores es de vital im-
portancia ya que reduce los riesgos por accidente y aumenta_
la confiabilidad del equipo.

B I B L I O G R A F I A

- HERBERT H. UHLIG CORROSION AND CORROSION CONTROL
JHON WILEY AND SONS
NEW YORK (1962)
- PEPCO CORROSION CONTROL HAND BOOK
COMPILED BY G.A. NELSON
- NATIONAL ASSOCIATION OF CORROSION DATA SURVEY
CORROSION ENGINEERS HOUSTON, TEXAS (1968)
- HERBERT H. UHLIG CORROSION HAND BOOK
JOHN WILEY AND SONS
NEW YORK (1969)
- mROY CONTRULED VOLUME PUMPS
MILTON ROY COMPANY
BOLETIN # 15.001
ST. PETERSBURG, FLORIDA
- REVISTAS:
- CHEMICAL ENGINEERING CE REFRESHER
MAYO 17, 1971
JUNIO 14, 1971
AGOSTO 23, 1971
SEPTIEMBRE 20, 1971
OCTUBRE 18, 1971
MARZO 6, 1972
- THE OIL AND GAS JOURNAL CORROSION
JULIO 17, 1972
- HYDROCARBON PROCESSING CRUDE UNIT OVER HEAD CORROSION
MAYO, 1972