

Análisis del intercambio de calor e incrustaciones en un sistema de enfriadores de ácido sulfhídrico

Andres A. Sánchez-Escalona
Ever Góngora-Leyva
Carlos Zalazar-Oliva
Edel Álvarez-Hernández

Resumen

Los enfriadores de ácido sulfhídrico (intercambiadores de calor de tubo y coraza enchaquetados) tienen la función de enfriar desde 416,15 K hasta 310,15 K el gas producido, así como de separar el azufre arrastrado por los gases que salen de la torre del reactor. Mediante el método de experimentación pasiva se realizó la investigación en un banco de enfriadores en operaciones, con el objetivo determinar los coeficientes de transferencia de calor y el grado de incrustaciones basado en su resistencia térmica. Se corroboró que la operación de estos equipos fuera de los parámetros de diseño provoca incremento de la temperatura del gas a la salida y del arrastre de azufre en estado líquido. La pérdida de eficiencia está influenciada por la presencia de elementos incrustantes en el fluido, que provoca variaciones en el coeficiente global de transferencia de calor. Se estableció la tendencia lineal de resistencia térmica de las incrustaciones en función del tiempo para tres valores de flujo de gas.

Palabras clave: ácido sulfhídrico; intercambiador de calor; enchaquetado; coeficientes de transferencia de calor; incrustaciones.

Heat exchange and fouling analysis on a set of hydrogen sulphide gas coolers

Abstract

The sulphide acid coolers are tube and shell jacketed heat exchangers designed to cool down the produced gas from 416,15 K to 310,15 K in addition to separate the sulphur carried over by the outlet gas from the reactor tower. The investigation was carried out by applying the passive experimentation process in an online cooler set in order to determine the heat transfer rates and fouling based on heat resistance. It was corroborated that the operation of this equipment outside design parameters increases outlet gas temperature and liquid sulphur carryovers. Efficiency loss is caused by fouling elements in the fluid, which results in changes in the overall heat transfer rate. The linear tendency of the fouling heat resistance based on time for three gas flowrates.

Keywords: hydrogen sulfide; heat exchanger; jacketed; heat transfer rates; fouling.

1. INTRODUCCIÓN

El ácido sulfhídrico es un gas inflamable y nocivo para la salud, utilizado en la producción de compuestos químicos y en el procesamiento de minerales. En la minería y la metalurgia se emplea para el “envenenamiento” y la activación de catalizadores, en el tratamiento de superficies metálicas, en la producción de agua pesada para la industria nuclear, así como en la producción de sulfuros metálicos y purificación del níquel, manganeso, ácido clorhídrico y sulfúrico (Chou *et al.* 2014; Unitel 2016).

Según Unitel (2016), la vía común para producir ácido sulfhídrico con alta pureza es hacer reaccionar azufre líquido con hidrógeno gaseoso dentro de un reactor y su torre de enfriamiento. Luego, en el banco de enfriadores de ácido sulfhídrico se disminuye la temperatura del gas producido desde 416,15 K hasta 310,15 K y se separa el azufre remanente arrastrado por los gases que salen de la torre del reactor.

La operación de estos intercambiadores de calor fuera de los parámetros de diseño provoca el aumento de la temperatura del ácido sulfhídrico a la salida de los equipos, e incrementa los arrastres de azufre que causan tupiciones, obstrucciones de válvulas y daño a los compresores, recipientes y tuberías instalados corriente-abajo.

Younger (2004) y Kimtantas & Taylor (2016), quienes emplean el término “condensadores de azufre” para describir equipos con una función semejante dentro del proceso Claus (recuperación de azufre a partir de la conversión del ácido sulfhídrico), plantean que las desviaciones de los parámetros normales de operación provocan que el azufre permanezca suspendido en la fase gaseosa como una neblina, que fluye a través de los intercambiadores sin separarse, reduciendo la capacidad general de recuperación del banco.

Otros autores han evaluado la influencia de las incrustaciones en la pérdida de eficiencia en intercambiadores de calor, mediante mediciones de los parámetros fundamentales que intervienen en el proceso de intercambio térmico y determinación de los coeficientes globales de transferencia de calor (Torres-Tamayo *et al.* 2011; Al-Hallaf 2013; Ardsomang *et al.* 2013; Linge *et al.* 2016). Sin embargo, los resultados obtenidos en los estudios precedentes no se adecuan a intercambiadores de calor enchaquetados con ciclos cortos de trabajo (8 h).

En tal sentido, esta investigación tiene como objetivo determinar los coeficientes de transferencia de calor de los intercambiadores y el grado de incrustaciones, para un banco de enfriadores de ácido sulfhídrico. Su

incidencia es notable en el proceso de producción de sulfuros mixtos de níquel y cobalto.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. Metodología

Para el análisis del proceso de enfriamiento de ácido sulfhídrico, en intercambiadores de tubos y coraza enchaquetados, se realizó el estudio del comportamiento de las variables que intervienen en el proceso mediante la experimentación pasiva. La comprobación de los intercambiadores se efectuó mediante los procedimientos de cálculo convencionales: Diferencia de Temperaturas Media Logarítmica (DTML) y Efectividad – Número de Unidades de Transferencia (ϵ -NTU).

Para simplificación de los cálculos se hacen los siguientes supuestos:

- Los intercambiadores operan en condiciones de estado estacionario.
- Los coeficientes globales de transferencia de calor entre los fluidos se mantienen constantes a través del intercambiador.
- Las propiedades termo-físicas de los fluidos no varían.
- No existen cambios de fase.
- Se desprecia la transferencia de calor hacia el medio ambiente.
- Los cambios de energía potencial y cinética son despreciables.
- La transferencia de calor por conducción longitudinal en los fluidos, y en la pared de los tubos y de la coraza, es insignificante.
- La temperatura de los fluidos es uniforme en cada sección transversal del intercambiador.
- En un mismo turno de operación el flujo de Ácido sulfhídrico es constante.
- Las mediciones del flujo de agua que circula del lado de los tubos y del lado de la chaqueta se efectuaron en ramales comunes, por lo que se asume la mitad del flujo para cada intercambiador suponiendo que las caídas de presión en los equipos son similares.

2.2. Descripción de la instalación

El sistema de enfriamiento de Ácido sulfhídrico estudiado está compuesto por cuatro intercambiadores de calor de tubos y coraza enchaquetados. Cada pareja (dos equipos en serie) fue diseñada para transferir 138 kW de calor, a través de un área de 49,2 m². Los equipos poseen un aislamiento térmico adecuado.

En cada unidad el Ácido sulfhídrico gaseoso hace su recorrido del lado de la coraza, en un solo pase, mientras que el agua circula del lado de los tubos, con cuatro pases, y por la chaqueta de la coraza (Figura 1).

Cada pareja de intercambiadores opera 8 h en modo de enfriamiento del ácido sulfhídrico, y luego se sacan de operación para suministrarle vapor (por el lado de los tubos y la chaqueta de la coraza) durante 4 o 6 h con el objetivo de eliminar el Azufre incrustado en su interior. Mientras una pareja opera en el ciclo de enfriamiento la otra trabaja en modo drenaje de Azufre, y viceversa.

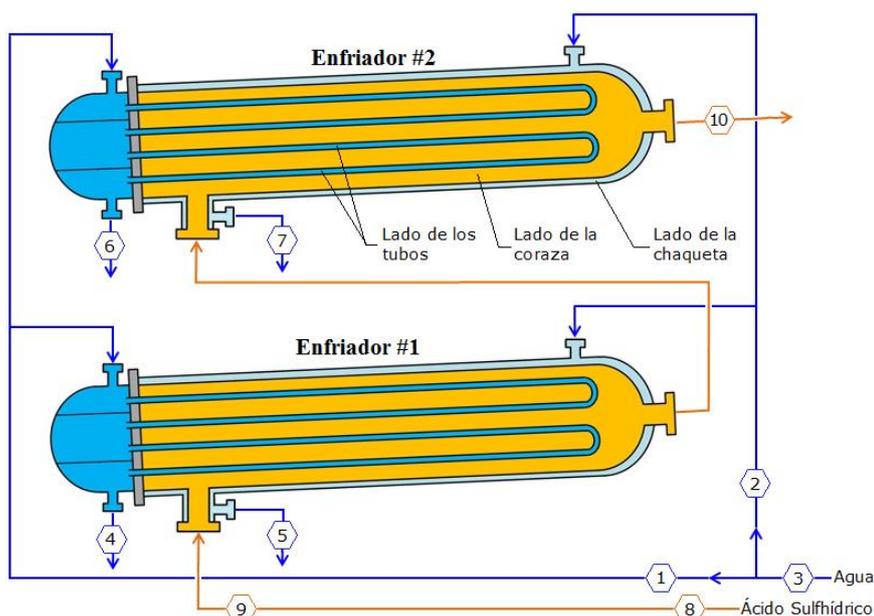


Figura 1. Esquema de una pareja de enfriadores de Ácido sulfhídrico y puntos de medición.

2.3. Técnica experimental

Debido al régimen de producción ininterrumpido en que se encuentra el objeto de estudio fue necesario aplicar un experimento pasivo (diseño de investigación no experimental del tipo longitudinal, de tendencia), donde se observa el diapasón de variación de las variables controladas que identifican el proceso.

Las mediciones de los parámetros fundamentales que intervienen en el proceso de intercambio térmico que ocurre en los enfriadores de Ácido sulfhídrico se realizaron sin la manipulación de las variables, analizando los fenómenos de transferencia de calor como se manifiestan en su contexto.

A continuación se listan los parámetros registrados (puntos de medición según la Figura 1):

1. Flujo volumétrico de agua alimentado del lado de los tubos

2. Flujo volumétrico de agua alimentado del lado de la chaqueta
3. Temperatura del agua a la entrada del banco de enfriadores
4. Temperatura del agua por los tubos a la salida del enfriador #1
5. Temperatura del agua por la chaqueta a la salida del enfriador#1
6. Temperatura del agua por los tubos a la salida del enfriador #2
7. Temperatura del agua por la chaqueta a la salida del enfriador#2
8. Flujo másico de ácido sulfhídrico alimentado a los enfriadores
9. Temperatura del ácido sulfhídrico a la entrada del enfriador #1
10. Temperatura del ácido sulfhídrico a la salida del enfriador #2

Los instrumentos correspondientes y sus características técnicas son:

- Temperatura del agua y del ácido sulfhídrico: termopozos y termómetros bimetálicos industriales Ashcroft.
- Flujo de agua: caudalímetro ultrasónico Proline Prosonic Flow 93T.
- Flujo de ácido sulfhídrico: señal de proceso que se envía a un PLC Siemens S7-400 y mediante Citect SCADA 7.10 la variable se almacena y se muestra en el ordenador del panel de control.

En la experimentación se ejecutaron tres corridas en días alternos, durante 8 h a partir de la puesta en funcionamiento de una misma pareja en modo de enfriamiento. Durante cada ciclo se ejecutaron 20 mediciones. Para garantizar la validez de los experimentos y disminuir los errores de observación se efectuaron tres réplicas.

2.4. Síntesis del procedimiento de cálculo

Para la comprobación del funcionamiento de los enfriadores de Ácido sulfhídrico estudiados se empleó el método de DTML, sugerido cuando se conocen las temperaturas de entrada y de salida de los fluidos (TEMA 2007; Kakaç & Liu 2002; Kerner 2011; Torres-Tamayo *et al.* 2011; Ardsomang *et al.* 2013).

Este método, representado mediante la ecuación 1, permite diseñar o evaluar el funcionamiento de los intercambiadores de calor.

$$Q = A \cdot U \cdot \Delta T_{mi} \cdot F \quad (1)$$

Como en la instalación no se registra la temperatura del gas a la salida del enfriador #1, se realiza un balance de masa y energía, según muestra la ecuación 2.

$$T_{g1} = T_{g0} - \left[\frac{\dot{m}_{a1} \cdot Cp_{a1} \cdot (T_{a1} - T_{a0}) + \dot{m}_{a'1} \cdot Cp_{a'1} \cdot (T_{a'1} - T_{a0})}{\dot{m}_g \cdot Cp_{g1}} \right] \quad (2)$$

De forma análoga, la temperatura del gas a la salida del enfriador #2 se comprueba mediante la ecuación 3.

$$T_{g2} = T_{g1} - \left[\frac{\dot{m}_{a2} \cdot Cp_{a2} \cdot (T_{a2} - T_{a0}) + \dot{m}_{a'2} \cdot Cp_{a'2} \cdot (T_{a'2} - T_{a0})}{\dot{m}_g \cdot Cp_{g2}} \right] \quad (3)$$

A partir de las temperaturas, el calor transferido en cada enfriador se determina mediante las expresiones 4 y 5.

$$Q_1 = \dot{m}_g \cdot Cp_{g1} \cdot (T_{g0} - T_{g1}) \quad (4)$$

$$Q_2 = \dot{m}_g \cdot Cp_{g2} \cdot (T_{g1} - T_{g2}) \quad (5)$$

Los coeficientes de transferencia de calor actuales se pueden calcular mediante la ecuación 6, obtenida al despejar en la ecuación 1. En el caso de intercambiadores con tres fluidos y dos vías principales de intercambio térmico se determinan dos coeficientes globales de transferencia (Peigné *et al.* 2013; Ghiwala & Matawala 2014; Saurabh *et al.* 2016).

$$U_{actual} = \frac{Q}{A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F} \quad (6)$$

Las expresiones 7 y 8 se emplean para la determinación teórica de los coeficientes globales de transferencia en intercambiadores de calor, asumiendo que están exentos de impurezas (Kakaç & Liu 2002; Kerner 2011; Ghiwala & Matawala 2014).

Para el intercambio de calor tubos-coraza:

$$U_{limpio(tub-cor)} = \left[\frac{d_e}{d_i \cdot h_a} + \frac{d_e \cdot \ln(d_e / d_i)}{2 \cdot k_{tubo}} + \frac{1}{h_g} \right]^{-1} \quad (7)$$

Para el intercambio de calor coraza-chaqueta:

$$U_{limpio(cor-chq)} = \left[\frac{1}{h_g} + \frac{D_i \cdot \ln(D_e / D_i)}{2 \cdot k_{coraza}} + \frac{D_i}{D_e \cdot h_{a'}} \right]^{-1} \quad (8)$$

Los coeficientes individuales de transferencia de calor (h_a , h_g y $h_{a'}$) se calcularon, respectivamente, de la siguiente manera:

- Lado de los tubos: Nusselt determinado mediante las ecuaciones de Sieder & Tate (Kakaç & Liu 2002; Radulescu *et al.* 2015).
- Lado de la coraza: método de Taborek, admitido como más preciso, confiable y completo de la literatura de libre acceso (Thome 2010).
- Lado de la chaqueta (anillo exterior): Nusselt según correlación sugerida por Ghiwala & Matawala (2014) para flujo laminar.

Basado en el método de la ε -NTU, la efectividad térmica total de un intercambiador se define como la proporción entre la magnitud real de transferencia de calor y la máxima transferencia de calor posible (Kakaç & Liu 2002). Por lo tanto, la eficiencia térmica de los enfriadores de Ácido sulfhídrico, donde intervienen tres fluidos, se determina mediante la ecuación 9 (Peigné *et al.* 2013).

$$\varepsilon = \frac{\dot{m}_g \cdot C_{p_g} \cdot \Delta T_g}{C_{\min(tub-cor)} \cdot (T_{g0} - T_{a0}) + C_{\min(cor-chq)} \cdot (T_{g0} - T_{a0})} \quad (9)$$

Finalmente, los valores de resistencia térmica de las incrustaciones se estimaron empleando la expresión 10 (Kakaç & Liu 2002; Kerner 2011; Torres-Tamayo *et al.* 2011).

$$R_f = \frac{1}{U_{actual}} - \frac{1}{U_{limpio}} \quad (10)$$

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. Evaluación de los parámetros de operación

El flujo de agua alimentado a los intercambiadores representó entre un 53,5 y 56,6 % del valor de diseño (2,974 kg/s). Los restantes parámetros de entrada se encuentran dentro de los valores prefijados.

La temperatura del Ácido sulfhídrico gaseoso a la salida del banco de enfriadores nunca alcanzó el valor establecido por diseño (310,15 K). Sin embargo, mientras mayor es el flujo másico del gas menor es su

temperatura a la salida de los intercambiadores, aunque ello repercute negativamente en la eficiencia de separación del Azufre.

La temperatura del agua a la salida del enfriador #1 excedió los 318,15 K . Por encima de esta cifra la formación de incrustaciones introducidas por el agua se duplica (Kakaç & Liu 2002; Mukherjee 2004). Esta tendencia fue menos acentuada en el enfriador #2.

3.2. Intercambio térmico

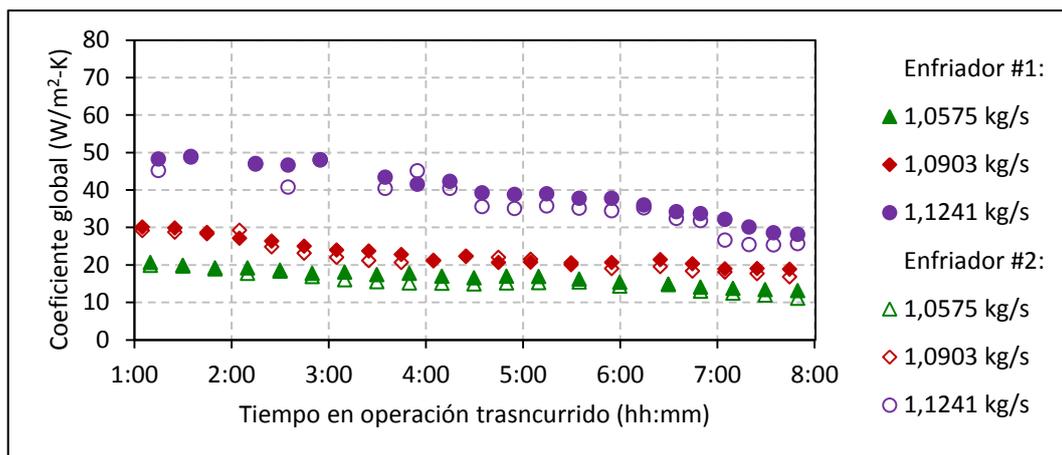
El calor total intercambiado en la pareja de enfriadores osciló entre 52 y 105 kW , inferior a lo especificado por diseño (138 kW).

La mayor transferencia de energía térmica tuvo lugar en el enfriador #1, con valores que oscilaron entre 56,2 y 72,2 % del calor total intercambiado. El mayor intercambio de calor en la primera etapa se debe principalmente a una mayor diferencia media de temperaturas.

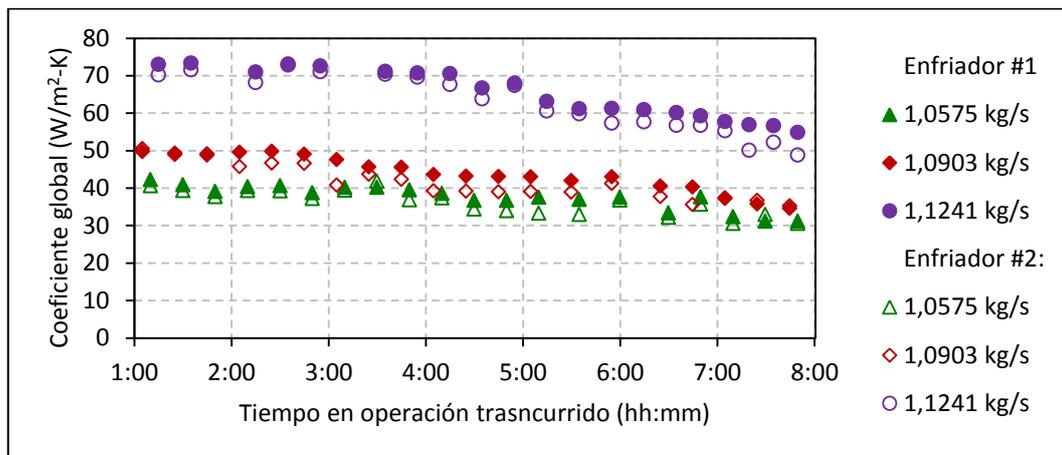
Mukherjee (2004) analizó un intercambiador de corazas múltiples con arreglo serie/paralelo y determinó que el 76 % de la carga térmica se transfiere en la primera etapa, mientras que el otro 24 % se transfiere en la segunda. Sus resultados se aproximan a los del presente estudio.

3.3. Coeficientes de transferencia de calor

Los coeficientes globales de transferencia de calor determinados están dentro del rango de valores preliminares dado por Kakaç & Liu (2002): 10 a 250 W/(m²·K) para el intercambio entre gases y agua (Figura 2).



a) Intercambio tubos-coraza



b) Intercambio coraza-chaqueta

Figura 2. Comportamiento del coeficiente de transferencia de calor actual en función del tiempo, para diferentes flujos de gas.

En las 8 h que dura el ciclo de enfriamiento del ácido sulfhídrico se observó tendencia decreciente del coeficiente global de transferencia de calor con el transcurso del tiempo, debido fundamentalmente a un incremento de las incrustaciones de azufre.

Los resultados obtenidos muestran mayores valores del coeficiente global de transferencia de calor con el incremento del flujo de ácido sulfhídrico. A pesar de que la mayor transferencia de calor tiene lugar en el enfriador #1, el comportamiento del coeficiente global es similar en el intercambiador #2. Para las corridas experimentales efectuadas el fluido "de control" es el ácido sulfhídrico que fluye por la coraza, ya que posee el menor coeficiente individual de transferencia de calor por convección.

3.4. Eficiencia térmica

La eficiencia térmica mostró un comportamiento análogo al del coeficiente global de transferencia de calor: tendencia decreciente con el transcurso del tiempo y patrón similar en ambas etapas. Los valores obtenidos oscilaron entre 13,3 y 32,0 % , con 21,9 % como promedio.

Los bajos valores de eficiencia térmica obtenidos se le atribuyen a:

- Existencia de dos vías principales de transferencia de calor y, como resultado, presencia del doble de resistencias a la transferencia de energía térmica comparado con intercambiadores sencillos.
- Bajo calor específico a presión constante del ácido sulfhídrico gaseoso, que promedia 1085 J/(kg·K).

Peigné *et al.* (2013) también obtuvieron bajos valores de eficiencia para equipos con tres fluidos: 17,7 % para intercambiadores de calor de tubos

concéntricos triples sin aislamiento térmico; y 18,3 % para el mismo tipo de intercambiadores con un aislamiento adecuado.

Las incrustaciones tienen un impacto significativo sobre la eficiencia térmica de la instalación, guardando una relación inversa (Figura 3).

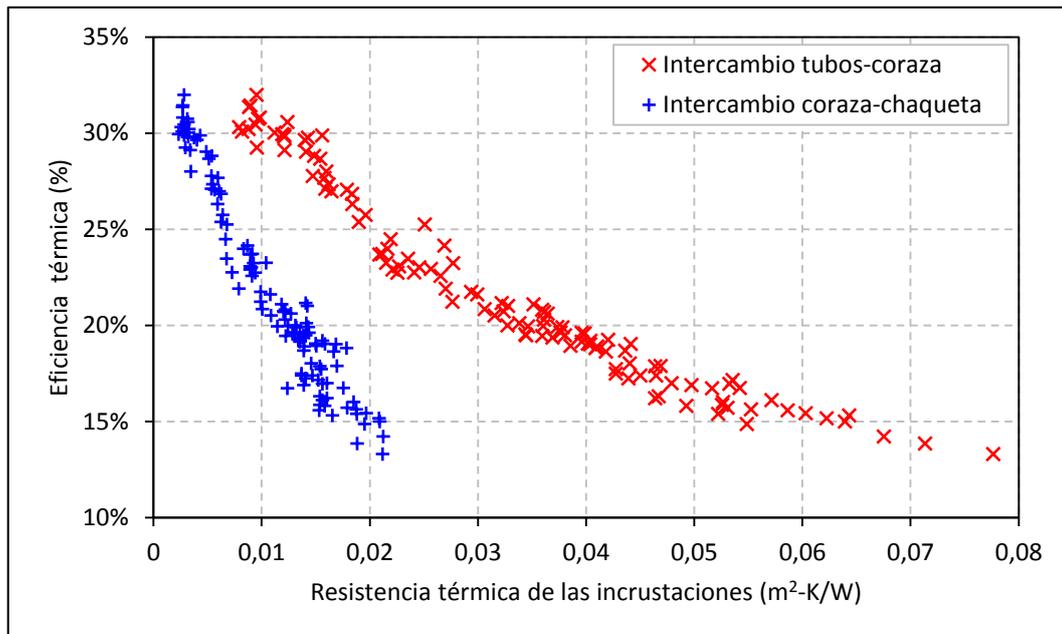


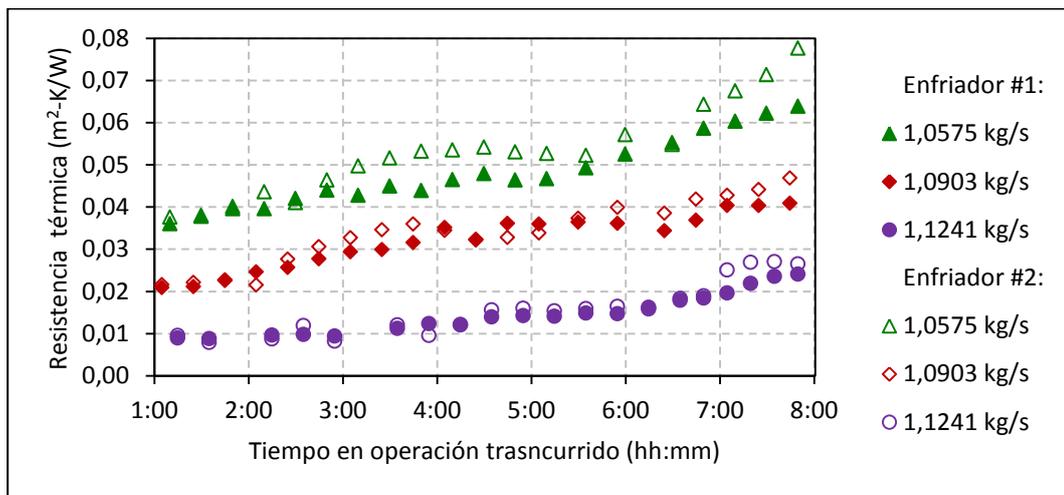
Figura 3. Influencia de las incrustaciones en la pérdida de eficiencia de la instalación.

3.5. Análisis de las incrustaciones

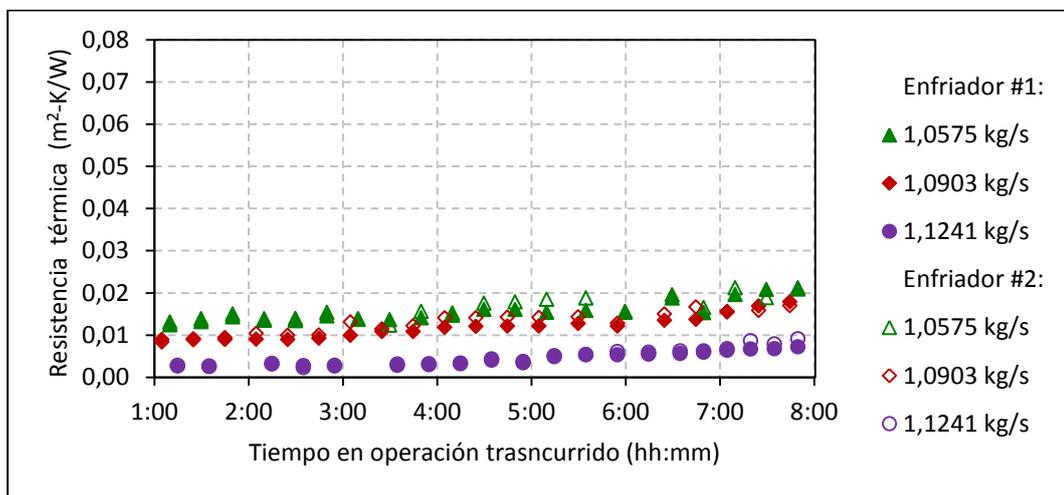
Algunos autores (Kakaç & Liu 2002; Kerner 2011) hacen referencia sólo a cinco mecanismos básicos de ensuciamiento por incrustaciones. Sin embargo, Mukherjee (2004), TEMA (2007) y Al-Hallaf (2013) mencionan otros mecanismos (incrustaciones por precipitación / por solidificación) que caracterizan mejor las deposiciones de Azufre que se van acumulando en el banco de enfriadores de ácido sulfhídrico.

Los resultados de esta investigación muestran una tendencia al incremento de la resistencia térmica de las incrustaciones con el tiempo, acentuado para el intercambio tubos-coraza (Figura 4). Este comportamiento obedece a la deposición paulatina del azufre arrastrado por los gases debido a la disminución de su temperatura. El mayor volumen de incrustaciones se deposita en el haz de tubos.

Bajos valores de resistencia térmica de las incrustaciones al finalizar el ciclo de trabajo pueden relacionarse con una menor efectividad de separación del azufre arrastrado por el ácido sulfhídrico dentro de los intercambiadores, lo cual constituye una de sus funciones.



a) Intercambio tubos-coraza



b) Intercambio coraza-chaqueta

Figura 4. Resistencia térmica de las incrustaciones en función del tiempo, para diferentes flujos de gas.

Los mecanismos de incrustaciones son un fenómeno complejo e impredecible (Mukherjee 2004), por lo que los resultados obtenidos no se pueden encasillar con exactitud dentro de ninguna curva predictora descrita en las referencias consultadas (Kakaç & Liu 2002; Al-Hallaf 2013; Ardsomang *et al.* 2013): lineal, con caída, asintótica, serrucho.

No obstante, para el haz de tubos (intercambio tubos-coraza) se determinó la tendencia al incremento de la resistencia térmica de las incrustaciones en función del tiempo, basado en un análisis de regresión lineal (Tabla 1).

Debido a que la instalación no cuenta con herramientas ni métodos para cuantificar la eficiencia de separación del Azufre dentro del banco de enfriadores de ácido sulfhídrico, podría trabajarse un modelo para su estimación basado en la resistencia térmica de las incrustaciones.

Tabla 1. Incremento por hora de la resistencia térmica de las incrustaciones

| Flujo de gas (kg/s) | Incremento de la resistencia térmica ($m^2 \cdot K/W$)/h | Coefficiente de determinación R^2 |
|---------------------|--|-------------------------------------|
| 1,0575 | $4,347 \cdot 10^{-3}$ | 0,833 |
| 1,0903 | $3,216 \cdot 10^{-3}$ | 0,890 |
| 1,1241 | $2,514 \cdot 10^{-3}$ | 0,838 |

4. CONCLUSIONES

- La operación de los enfriadores de ácido sulfhídrico fuera de los parámetros de diseño afecta el proceso productivo.
- La mayor transferencia de calor tiene lugar en el enfriador #1, lo cual influye directamente en su deterioro técnico prematuro.
- La pérdida de eficiencia está influenciada por las partículas de azufre que acarrea el ácido sulfhídrico gaseoso, cuyos elementos incrustantes provocan variaciones en el coeficiente global.
- Coincidiendo con Mukherjee (2004) y Al-Hallaf (2013) la velocidad del fluido es una de las variables cruciales que influye sobre el grado de ensuciamiento. Altas velocidades minimizan las incrustaciones.
- Para el haz de tubos (intercambio tubos-coraza) se estableció la tendencia lineal de resistencia térmica de las incrustaciones en función del tiempo, para tres valores de flujo másico del gas.

5. NOMENCLATURA

- A : Área de transferencia de calor; m^2
 C : Capacitancia térmica del flujo; $J/(s \cdot K)$
 C_{min} : Capacitancia térmica mínima; $J/(s \cdot K)$
 C_p : Calor específico a presión constante; $J/(kg \cdot K)$
 d : Diámetro de los tubos; m
 D : Diámetro de la coraza; m
 ε : Eficiencia (o efectividad) térmica; %
 F : Factor de corrección de la DTML
 h : Coeficiente individual de transferencia de calor; $W/(m^2 \cdot K)$
 k : Conductividad térmica; $W/(m \cdot K)$
 \dot{m} : Flujo másico; kg/s
 Q : Calor transferido durante el proceso; W
 R_f : Resistencia térmica de las incrustaciones; $m^2 \cdot K/W$
 T : Temperatura; K
 ΔT_{ml} : Diferencia de temperatura media logarítmica; K
 U : Coeficiente global de transferencia de calor; $W/(m^2 \cdot K)$

Subíndices:

- 0 Referido a las condiciones de entrada.
- 1 Referido al enfriador #1. En el caso de T , salida del enfriador #1.
- 2 Referido al enfriador #2. En el caso de T , salida del enfriador #2.
- a Referido al agua del lado de los tubos.
- a' Referido al agua del lado de la chaqueta.
- g Referido al Ácido sulfhídrico gaseoso del lado de la coraza.
- e Referido al lado exterior.
- i Referido al lado interior.

6. REFERENCIAS

- AL-HALLAF, W. A. A. 2013: Theoretical Study on Heat Transfer in the Presence of Fouling. *Iraqi Journal of Chemical and Petroleum Engineering*. 14(1): 47-53.
- ARDSOMANG, T.; HINES, J. W. & UPADHYAYA, B. R. 2013: Heat Exchanger Fouling and Estimation of Remaining Useful Life. En: Annual Conference of Prognostics and Health Management Society. Memorias. Knoxville, Tennessee, Estados Unidos, 1-9.
- CHOU, S.; OGDEN, J. M.; POHL, H. R.; SCINICARIELLO, F.; INGERMAN, L.; BARBER, L. & CITRA, M. 2014: *Draft Toxicological Profile for Hydrogen Sulphide and Carbonyl Sulphide*. U.S. Department of Health and Human Services, Agency for Toxic Substances and Disease Registry, Atlanta, 317 p.
- GHIWALA, T. M. & MATAWALA, V. K. 2014: Sizing of triple concentric pipe heat exchanger. *International Journal of Engineering Development and Research*. 2(2): 1683-1692.
- KAKAÇ, S. & LIU, H. 2002: *Heat exchangers. Selection, rating and thermal design*. 2ed. CRC Press, New York. 491 p.
- KERNER, J. 2011: Understanding Fouling. *Chemical Engineering*. Junio: 35-41.
- KIMTANTAS, C. L. & TAYLOR, M. A. 2016: Downsizing a Claus Sulphur Recovery Unit. En: REFCOMM® (Refining Community). Presentación Bechtel Hydrocarbon Technology Solutions Inc. Galveston, Texas, Estados Unidos, 2-6 mayo, 1-36.
- LINGE, P. M.; KORANE, A. B. & KAPATKAR, V. N. 2016: Performance Study of Triple Concentric Pipe Heat Exchanger. *International Engineering Research Journal (IERJ)*. Ed. esp., Junio: 629-634.
- MUKHERJEE, R. 2004: *Practical Thermal Design of Shell-and-Tube Heat Exchangers*. Begell House, Inc., Nueva York, 228 p.
- PEIGNÉ, P.; INARD, C. & DRUETTE, L. 2013: Ventilation Heat Recovery from Wood-Burning Domestic Flues. A Theoretical Analysis Based on a Triple Concentric Tube Heat Exchanger. *Energies*. 6(-): 351-373.

- RADULESCU, S.; NEGOITA, I. L. & ONUTU, I. 2015: Heat Transfer Coefficient for Hydrocracked Oil Flow in Laminar Regime through an Annular Space. *Rev. Chim. (Bucarest)*. 66(1): 83-87.
- SAURABH, D.; TAMKHADE, P. K. & LELE, M. M. 2016: Design Development and Heat Transfer Analysis of Triple Concentric Tube Heat Exchanger. *International Journal of Current Engineering and Technology (IJCET)*. 5 :246-251.
- TEMA. *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association*. TEMA, 9na ed. Nueva York: Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc., 2007.
- THOME, J. R. 2010: Chapter 3 Single-Phase Shell-Side Flows and Heat Transfer. En: THOME, J. R. *Engineering Data Book III*. Wolverine Tube, Inc., Lausanne, Switzerland, 3-1-3-13.
- TORRES-TAMAYO, E.; QUINTANA-CHARLOT, L. E.; VEGA-ÁRIAS, O. & RETIRADO-MEDIACEJA, Y. 2011: Coeficientes de transferencia de calor y pérdida de eficiencia en intercambiadores de calor de placas durante el enfriamiento del licor amoniacal. *Minería y Geología*. 27(2):67-83.
- UNITEL. 2016: *Hydrogen Sulphide (H₂S) Production Technology*. Unitel Technologies [en línea]. Consulta: 19 dic 2016. Disponible en: [http://www.uniteltech.com/literature_182468/Hydrogen_Sulfide_\(H2S\)_Production_Technology](http://www.uniteltech.com/literature_182468/Hydrogen_Sulfide_(H2S)_Production_Technology)
- YOUNGER, A. H. 2004: Sulphur Recovery. En: YOUNGER, A. H. *Natural Gas Processing Principles and Technology – Part II*. University of Calgary, Alberta. pp. 20-1-20-60.

Andrés Adrian Sánchez-Escalona, aescalon@moanickel.com.cu

Ingeniero Mecánico. Subdirección de Ingeniería, Departamento de Mecánica
Moa Nickel S.A.- Pedro Sotto Alba. Moa, Holguín, Cuba

Ever Góngora-Leyva, egongora@ismm.edu.cu

Profesor Auxiliar. Doctor en Ciencias Técnicas. Facultad de Metalurgia y Electromecánica
Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa, Holguín, Cuba

Carlos Zalazar-Oliva, czalazar@ismm.edu.cu

Profesor Instructor. Máster en Electromecánica. Centro de Estudio de Energía y
Tecnología Avanzada de Moa. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa, Holguín, Cuba

Edel Álvarez-Hernández, ealvarez@moanickel.com.cu

Ingeniero Químico. Subdirección de Tecnología, Departamento de Tecnología de los Procesos
Moa Nickel S.A.- Pedro Sotto Alba. Moa, Holguín, Cuba