



INSTITUTO SUPERIOR
MINERO METALÚRGICO DE MOA
Dr. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ

Mecánica
Facultad de
Metalurgia y electromecánica
Instituto Superior
Minero Metalúrgico de Moa

Título:

Evaluación del proceso de enfriamiento del azufre
en la planta de hidrógeno de la empresa Pedro
Sotto Alba.

Autor: Sandri Córdova Cuadro
Tutores: M.Sc. Carlos Salazar Oliva

Holguín, 2016





Instituto Superior Minero Metalúrgico Dr. Antonio Núñez Jiménez



MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO DE MOA
“DR. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ”
FACULTAD DE METALÚRGICA Y ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

TRABAJO DE DIPLOMA

EN OPCIÓN AL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO

Título: Evaluación del proceso de enfriamiento del azufre en la planta de hidrógeno de la empresa Pedro Sotto Alba.

Autor: Sandri Córdova Cuadro

Tutores: M.sc. Carlos Salazar Oliva.

Moa. 2016

“Año 58 de la Revolución”



DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo: Sandri Córdova Cuadro, autor de este trabajo y el tutor M.Sc. Carlos Salazar Oliva, declaramos la propiedad intelectual del mismo al servicio del Instituto Superior Minero Metalúrgico y la empresa Pedro Sotto Alba, para que dispongan de su uso cuando estimen conveniente.

Sandri Córdova Cuadro

M.Sc. Carlos Salazar Oliva





PENSAMIENTOS

“Vale más la sabiduría que las piedras preciosas, y ni lo más deseable se le compara”.

Pr 8:11

Texto Bíblico

“Solo hay felicidad donde hay virtud y esfuerzo serio, pues la vida no es un juego”.

Aristóteles

“La verdadera ignorancia no es la ausencia de conocimientos, sino el hecho de negarse a adquirirlos”.

Karl Popper





AGRADECIMIENTOS

La posibilidad de concluir este trabajo de diploma estuvo sustentada en la ayuda y colaboración de varias personas, el trabajo fue arduo y largo el camino transitado. Es por ello que dejo constancia de mi especial agradecimiento:

A Dios, que en todo momento me dio fuerzas y aliento para seguir adelante.

A mi tutor: el Ing. Carlos Salazar Oliva, por su cooperación para la realización de este trabajo, por su voluntad, orientación y dedicación absoluta durante el desarrollo de la investigación.

A los profesores del departamento de mecánica por contribuir de forma desinteresada a mi formación como ingeniero mecánico.

A mi esposa por su incondicional ayuda, comprensión y todo el tiempo dedicado, estando siempre dispuesta cuando necesité una mano amiga.

A mis padres, Igal e Inés, por sus esfuerzos realizados en todas las esferas de mí vida para que pudiera alcanzar esta meta, por su cariño y comprensión que nunca me han faltado, a ellos que han sido y serán por siempre motivos de inspiración para lograr mis aspiraciones futuras.

A los trabajadores de la Planta de hidrógeno, por sus aportes en las mediciones.

A aquellos que no he mencionado, pero, que estuvieron dándome su apoyo en el momento preciso.

A Todos Muchas Gracias

El autor.





DEDICATORIA

Dedico este trabajo especialmente y por completo a la familia que Dios me regaló, mi esposa Aniuska y mis dos hijas Rocío y Roxanne.

Lo dedico a mis padres que son merecedores del más alto reconocimiento por haber dedicado, ellos, gran parte de su vida a motivarme para continuar mis estudios.

Y por último lo dedico a mi hermano Samuel y mi hermana Sadis, a mi compañero de estudio Annevis y mis dos grandes amigos Andy Javier y Ángel Blanco.

A todos les dedico este éxito

El autor





RESUMEN

En el presente trabajo se realizó la evaluación del proceso de enfriamiento del azufre en la planta de Hidrógeno (H_2-H_2S) correspondiente a la empresa Pedro Sotto Alba con el objetivo de establecer un procedimiento de cálculo adecuado para el diagnóstico energético de los elementos principales de la instalación, para ello se procedió de la manera siguiente:

Se valoraron los trabajos precedentes realizados sobre el tema del diagnóstico energético, declarándose así el estado actual de la temática en la empresa, se analizan las características principales de la instalación y se ofrece el procedimiento de cálculo adecuado para la evaluación energética de la misma. Se determinaron las áreas de los intercambiadores para el enfriamiento del agua y del azufre, dando como resultado que el área de diseño los enfriadores de azufre se corresponde con la calculada y que en la sección de enfriamiento del agua se necesita mayor área.

Mediante la evaluación de ofertas provenientes de varias firmas productoras, el intercambiador de calor propuesto tiene un área de intercambio térmico de 44.9 m^2 . El costo total del equipo es de 29620 CUC y genera un ahorro de 39860.27 CUC. En el trabajo se realiza, además, un análisis del impacto sobre el medio ambiente y el hombre, referente al uso del azufre en la planta.





SUMMARY

The present work we performed an evaluation of the process of cooling the sulphur in Hydrogen's plant (H_2-H_2S) corresponding to the company Pedro Sotto Alba intending to establish a calculating procedure suitable for the energetic diagnosis of the principal elements of the installation, to obtain that goal was proceeded as follows:

It appraised the preceding works accomplished on the subject of the energetic diagnosis, proposing that way the present-day status of the subject matter at the company, it examine the principal characteristics of the installation and the procedure of calculation made suitable for the energetic evaluation of the same is offered.

It determined the areas of the inter-heat exchangers for the cooling of the water and sulphur, giving as a result than the area of design the sulphur coolers is similar with the calculated and then bigger area is needed in the section of cooling of water.

By means of the evaluation of originating offers of several productive signatures, the proposed inter-heat exchanger has an area of thermic interchange of $44,9 \text{ m}^2$. The total cost of the equipment is 29620 CUC and generates 39860,27 CUC of saving. An analysis of the impact on the environment and over the population living around the plant related to the use of the Sulphur in the plant.





ÍNDICE

INTRODUCCION	1
1.1. Introducción.....	5
1.2. Trabajos precedentes.....	5
1.3. Descripción del flujo tecnológico de la planta de H ₂ -H ₂ S:.....	9
1.4. Generalidades de los intercambiadores de haz de tubos y coraza	13
1.4.1. Principales ventajas de los intercambiadores de tubo y coraza.....	19
1.4.2. Desventajas de los intercambiadores de tubo y coraza.....	19
1.4.3. Aplicaciones de los intercambiadores de tubo y coraza	19
1.5. Características físicas de los intercambiadores.....	20
1.6. Conclusiones del capítulo I.....	22
CAPITULO II MATERIALES Y MÉTODOS.....	23
2.1. Introducción.....	23
2.2. Sustancias de trabajo	23
2.2.1. Características de las sustancias de trabajo.....	23
2.3. Descripción del uso de los principales instrumentos en el proceso.....	24
2.4. Métodos para el análisis de los intercambiadores de calor	25
Uso de la Diferencia de Temperatura Media Logarítmica	26
Cálculo del número de Reynolds.....	27
Calculo del número del Prandtl	28
Cálculo del número de Nusselt.....	28
Determinación de los coeficientes convectivos de las corrientes	29
Determinación de la variación de temperatura media logarítmica.....	29
Calculo del área de transferencia de calor	30
2.5. Método de la relación Efectividad y Número de Unidades de Transmisión (NTU)	31
2.5.1. Efectividad de la transferencia de calor	33
2.6. Conclusiones del capítulo II	35
CAPÍTULO III ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.....	36
3.1. Introducción.....	36
3.2. Resultados de la experimentación.....	36
3.3. Análisis de los Resultados.....	38
3.4. Análisis de los parámetros de la propuesta	40
3.5. Valoración económica	41





3.6. Impacto ambiental	42
3.7. Conclusiones de capítulo III	46
RECOMENDACIONES	48
ANEXOS	51





INTRODUCCION

El desarrollo de cualquier país depende en gran medida del uso racional de la energía. La economía en Cuba ha mejorado en los últimos años y algunos de los renglones económicos que han incidido en esta recuperación son: la Biotecnología, el Turismo y la Industria Cubana del Níquel.

Las industrias del Níquel son de gran importancia para la economía del país, estas constituyen uno de los principales renglones exportables con que cuenta, por tanto es una prioridad para la dirección del país mantenerlas operando con una alta eficiencia, por lo que se ha llevado a cabo un proceso de modernización y automatización de las mismas que garanticen una mayor confiabilidad en el proceso.

Dentro de estas industrias se encuentra la empresa productora de níquel Comandante Pedro Sotto Alba ubicada en la carretera del puerto S/N Rolo Monterrey, Municipio Moa, donde se obtiene el sulfuro de Ni+Co con un esquema tecnológico que está basado en el proceso de lixiviación acida a presión.

La referida empresa comienza su explotación en Octubre de 1959 por la compañía Moa Bay Mini Company. En diciembre del año 1994 se firma un convenio con la compañía canadiense Sherritt pasando a ser empresa mixta. En la actualidad cuenta con una instalación de generación de vapor con una caldera de procedencia mexicana y tres originales americanas, modernizadas por una firma canadiense.

Esta fábrica cuenta con Minas a cielo abierto donde se extrae el mineral, 6 plantas de proceso: Pulpa, Espesadores, Lixiviación, Lavadero, Neutralización, Sulfuro; y 5 plantas auxiliares: Termoeléctrica, Preparación de pulpa de Coral, Planta de ácido, Planta de Hidrógeno y Planta de Secado de Sulfuro y derretido de azufre. Dentro de estas plantas auxiliares, la planta de hidrógeno (H_2S) juega un papel fundamental ya que en ella se produce el sulfuro de hidrógeno que es utilizado para la precipitación de sulfuro de níquel y cobalto a partir de la reacción química con el licor producto a determinadas condiciones de temperatura y presión, y si Neutralización necesita mayor cantidad de presión



que los inertes que se envían para su consumo, a través de un control automático se les suministra H_2S puro.

El sulfuro de hidrógeno con fórmula química H_2S es un compuesto obtenido de la reacción del hidrógeno (H_2) gaseoso y azufre (S) líquido bajo condiciones específicas de presión y temperatura en un reactor, con desprendimiento de calor. El Azufre líquido es amarillo y muy fluido, pero con el aumento de la temperatura va oscureciendo y perdiendo fluidez por encima de $160^{\circ}C$ y a $190^{\circ}C$ se convierte en una masa viscosa de color marrón oscuro. Estos cambios de propiedades, por la acción del calor se deben a transformaciones en la estructura interna del azufre.

Fundamento de la investigación

Con el aumento anual de los planes de producción en esta empresa se incrementaron los niveles productivos de Sulfuro de Níquel más Cobalto, previendo que conjuntamente con el incremento productivo se debería lograr la disminución del costo de operación y el incremento de la eficiencia metalúrgica. Una forma eficaz de obtener grandes economías de combustibles y una disminución sustancial del costo del kg de Sulfuro de Níquel más Cobalto es elevar la eficiencia metalúrgica de los procesos involucrados. Para esto es necesario en la planta la ejecución de investigaciones que permitan determinar la eficiencia energética y proponer acciones que eleven la eficiencia del enfriamiento del azufre.

Los intercambiadores de calor son muy utilizados en las industrias de procesos. Se han realizado varios estudios sobre estos equipos de transferencia de calor pero en ninguno de los casos se han centrado en evaluar el proceso de enfriamiento de azufre en la empresa Pedro Sotto Alba. La capacidad de la planta se incrementó a partir del aumento de estos niveles productivos manteniéndose los mismos enfriadores del agua que se utiliza posteriormente en el enfriamiento del azufre, y al subir capacidad hay más azufre que necesita enfriarse circulando en el sistema, por lo que el enfriamiento es insuficiente en estos enfriadores, de ahí la importancia de la presente investigación.



A partir de los aspectos antes mencionados se declara como **problema ingenieril**:

El insuficiente enfriamiento del azufre en el sistema Circuito Cerrado de la planta de hidrógeno (H_2-H_2S) perteneciente a la empresa Pedro Sotto Alba.

Como **objeto de estudio** de la investigación se plantea:

El proceso de enfriamiento del azufre.

Como **campo de acción** se declara:

El cálculo de los parámetros de eficiencia del proceso de enfriamiento del azufre de la planta de hidrógeno de la empresa Pedro Sotto Alba.

Sobre la base del problema a resolver se establece la siguiente **hipótesis**:

El incremento del área de intercambio térmico en la sección agua-agua del proceso de enfriamiento del azufre, garantizará mayor eficiencia y la temperatura adecuada del mismo.

En correspondencia con la hipótesis planteada, se define como **objetivo** del trabajo:

Evaluar el proceso de enfriamiento del azufre de la planta de hidrógeno (H_2-H_2S) de la empresa Pedro Sotto Alba.

Objetivos específicos

- ***Determinar las limitaciones del proceso de enfriamiento del azufre que permitan la evaluación energética.***
- ***Implementar el procedimiento para el cálculo de los parámetros fundamentales del proceso de enfriamiento del azufre mediante la conjugación de diferentes aspectos teóricos metodológicos propuestos en investigaciones anteriores.***

Para lograr el cumplimiento de los objetivos propuestos, se plantean las siguientes **tareas** del trabajo:

- ***Desarrollo del marco teórico que sustenta la investigación a través del análisis de los trabajos precedentes y los principales fundamentos teóricos asociados al objeto de estudio.***



- ***Caracterización del agua desmineralizada con el fin de prever posibles incrustaciones en los intercambiadores de calor.***
- ***Verificación de los equipos de intercambio térmico del proceso de enfriamiento del azufre, aplicando los procedimientos de cálculos existentes.***
- ***Evaluación del proceso de enfriamiento del agua desmineralizada con el uso de las baterías de intercambiadores de tubo en tubo.***
- ***Valoración económica e impacto ambiental de la investigación.***



CAPÍTULO I: MARCO TEÓRICO-METODOLÓGICO DE LA INVESTIGACIÓN

1.1. Introducción

El estudio teórico práctico de los procesos metalúrgicos juega un papel fundamental en la comprensión de estos, por cuanto permite caracterizar los equipos fundamentales que lo integran. Es necesario conocer las principales características de estos, las particularidades del proceso productivo y la planta donde están instalados, además se debe estudiar los trabajos precedentes realizados y otros fundamentos que permiten el estudio integral de los referidos equipos, todo esto es posible a través del marco teórico de la investigación es por ello que el **objetivo** de este capítulo es:

Establecer fundamentos teóricos sobre el proceso de enfriamiento de azufre, mediante la descripción de los componentes principales de la instalación.

1.2. Trabajos precedentes

A la humanidad le interesan, mayormente, las fuentes de energía que puedan controlarse, ser usadas a discreción y almacenarse convenientemente. La tendencia moderna hacia la racionalización y mejor aprovechamiento de esquemas e instalaciones de procesos industriales impone la necesidad de la máxima utilización de la energía contenida en los agentes portadores.

Toda investigación científica debe estar sustentada por una investigación teórica y empírica, donde se utilizan métodos que caracterizan a cada una de ellas; para desarrollar científicamente las mismas a partir de una clara caracterización del objetivo del problema, la hipótesis y las tareas de la investigación (Aristegui, 1978). Durante la investigación se consultaron diversas bibliografías referidas a los procesos de intercambio de calor y la revisión de las mismas estuvo dirigida a la búsqueda de información relacionada con los aspectos teóricos fundamentales acerca de los equipos de transferencia térmica, así como de las particularidades de la instalación y del proceso tecnológico. Los principales trabajos consultados en esta área del conocimiento se analizan a continuación:



Mijeev y Mijeeva (1977), persigue el objetivo de exponer los complicados fenómenos de la termotransferencia en la forma más simple y clara posible, conservando la imprescindible seriedad científica. Al final de cada tema se dan ejemplos numéricos que muestran las resoluciones de los problemas más característicos. Se aborda, entre muchos otros temas, la condensación pelicular y goticular, también un estudio detallado de la teoría de la similitud de los procesos térmicos y las ecuaciones criterioles de especial interés en el desarrollo del presente trabajo de tesis, pero el análisis de todo el material expuesto no rebasa el marco de lo general, al no ofrecer ejemplos concretos de cálculos para equipos usados industrialmente que contribuyan a una mejor comprensión sobre el tema de estudio.

Alarcón (1991), profundiza sobre los principales parámetros del hidrotransporte de azufre a escala semi-industrial efectuando varios experimentos a diferentes concentraciones, la determinación de la pérdida de humedad y composición granulométrica del azufre; así como la determinación experimental de la concentración de ácido en el azufre. Teniendo en cuenta que el azufre es un mineral hidrófobo, es decir no absorbe el agua, solo se moja su superficie, los ensayos pusieron de manifiesto algunas propiedades características del azufre durante el hidrotransporte.

Los resultados para cada uno de los tres experimentos realizados demostraron que la mayor concentración de ácido se obtiene después de humedecerlo, esto se debe a que el azufre húmedo reacciona con el oxígeno del ambiente y del agua formando el ácido sulfúrico. En la actualidad uno de los problemas cardinales que afronta cualquier rama de la industria química y metalúrgica es la corrosión metálica y aquí anualmente acarrea cuantiosas sumas tanto económicas como de recursos materiales, produciendo como agravantes variaciones del régimen tecnológico de la industria en muchos casos. Este fenómeno en el caso estudiado trae consecuencias perjudiciales en equipos de bombeo, líneas y recipientes.

Por su parte Chávez (1976), realiza un análisis de las principales deficiencias presentadas en el transporte de azufre líquido, para lo cual realizó un estudio



relacionado con el consumo de vapor en las líneas de transferencia de azufre y vapor; este trabajo fue ejecutado para un solo derretidor y tres tanques para el almacenamiento del azufre líquido. Esta investigación muestra un procedimiento de cálculo elaborado de acuerdo con Kern (1969) para determinar los consumos de vapor en las diferentes líneas y tanques incluyendo también al derretidor; se efectuó una valoración económica profunda pero no hace referencia al problema ambiental ocasionado por el azufre en esa área; el trabajo muestra además imágenes impresionantes sobre el deterioro de las líneas producto de las continuas averías.

Pavlov (1981), expone los métodos de cálculo y proyección de los equipos de transferencia de calor empleados en la tecnología química basándose en el examen de ejemplos y en la solución de problemas concretos que permiten profundizar en el estudio y la comprensión los principales procesos y aparatos térmicos.

Otra de las publicaciones que preceden este trabajo es el libro de Faires (1991), en lo general presenta los principios básicos termodinámicos con aplicaciones de gran importancia en la ingeniería mecánica, un punto considerable que se trata es el calor como fuente de energía el cual interviene en los procesos de transferencia, y también se insertan estudios en los campos de: tuberías de gas, propulsión a chorro, compresores, refrigeración, pero su enfoque principal está basado en las teorías referente al calor y a los principios fundamentales de la termodinámica.

Revé (1998), describe el flujo tecnológico de la planta de preparación de azufre. En el diagnóstico térmico verificativo de la instalación realiza un cálculo de transferencia de calor y el análisis exergético del derretidor y el tanque de almacenamiento, utilizando una metodología de cálculo confeccionada de Incropera et al. (1995).

En el Manual de Operaciones de la Planta de Sulfuros (2013), se expone la descripción del flujo tecnológico de la planta, las características de los equipos que en ella se encuentran, así como algunas propiedades de las sustancias de trabajo de mayor uso en la misma.



De gran ayuda sirvió la revisión de proyectos y trabajos de diploma que se han desarrollado anteriormente sobre el intercambio térmico. Cabrera y Gandón (2004), abordan las distintas operaciones comunes a muchos procesos industriales con entera independencia del proceso del que forma parte integrante, de esta manera, se aplican los principios fundamentales que regulan la transferencia de calor a sistemas generales pero no se aborda ningún caso particular de equipo industrial que pueda servir de referencia para el desarrollo del estudio del intercambiador de calor.

Los intercambiadores de calor se pueden clasificar en muchas formas diferentes. Una forma consiste en basar la clasificación en las direcciones relativas del flujo de los fluidos calientes y frío, dando lugar a términos como fluidos paralelos, cuando ambos fluidos se mueven en la misma dirección; flujo encontrado, cuando los fluidos se mueven en paralelo pero en sentido opuesto; y flujo cruzado, cuando las direcciones de flujo son mutuamente perpendiculares. Otra manera de clasificar los intercambiadores de calor, es mediante la estructura y uso de los mismos entre los que se pueden mencionar los intercambiadores de coraza y tubo, de doble tubo, de placas, de bloques de grafito, tubulares tipo bayoneta, de tubo en espiral, de película descendente, etc.

Para el análisis de los diferentes procedimientos de cálculo en la selección de intercambiadores de calor es importante destacar los principales textos que hacen referencia a la temática (Buen, 1985; Herrera, 1986; Holman, 2000; Incropera and David, 2002; Kern, 1985), en ellos se exponen los aspectos teóricos que permiten profundizar sobre el conocimiento de los intercambiadores de calor, efectúan comparaciones y sus capítulos están orientados hacia el esclarecimiento y orientación de las metodologías de cálculo a emplear para el análisis de los procesos de intercambio térmico a partir de las leyes fundamentales que rigen la transferencia de calor por conducción, convección y radiación.

Fueron revisados además varios trabajos relacionados con los fundamentos generales para la evaluación y selección de intercambiadores de calor, así



como sus tipos generales, características constructivas, ventajas y aplicaciones (González, 2002; Velasco et al., 2011; Vargas, 2010; Renedo, 2009; González, 2012).

1.3. Descripción del flujo tecnológico de la planta de H₂-H₂S:

Para la producción del H₂S están disponibles en esta planta dos trenes de producción. El tiempo de operación del tren de H₂S sin presentar ninguna avería, es de un año y la operación normal se realizara con uno solo de estos equipos. En la figura 1.1 se muestran cada uno los equipos existentes en la planta de hidrogeno.

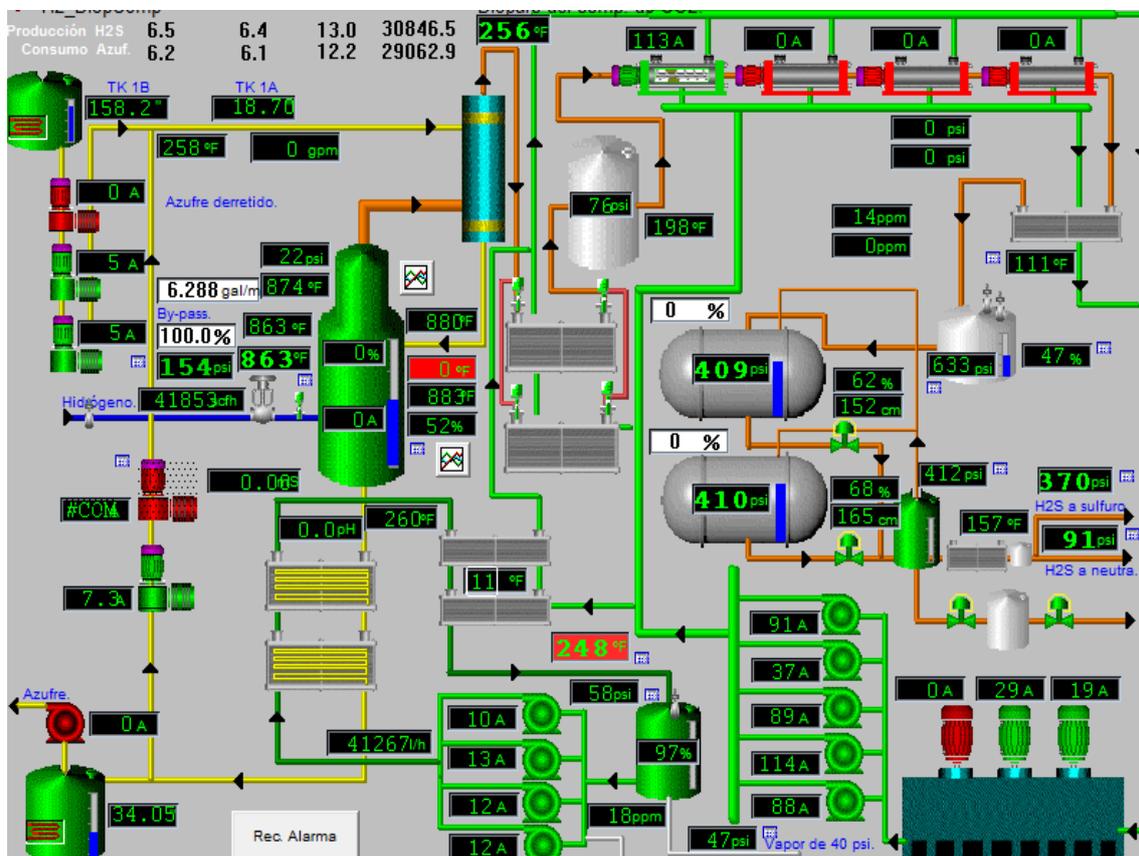


Figura 1.1 Planta de Hidrógeno. Fuente: CITECT Moa Nickel S.A., (2016).

Un esquema productivo de H₂S está compuesto por los siguientes equipos tecnológicos:

- ✓ 1 Reactor.
- ✓ 1 Torre de intercambio de calor.



- ✓ La recirculación externa de azufre.

También lo compone un sistema de recirculación de azufre y uno de recirculación de agua (a 135 - 149°C) que se emplea como refrigerante para el enfriamiento del azufre que recircula en este sistema.

Al sistema de enfriamiento del azufre se le denomina Circuito Cerrado y cuenta en cada línea de producción de:

- ✓ 2 Enfriadores de azufre (*Sulphur Coolers*).
- ✓ 2 Bombas de recirculación de azufre.
- ✓ 1 Depósito del agua caliente (*Surge Drum*)
- ✓ 2 Bombas de recirculación del agua caliente.
- ✓ 1 Sistema de control automatizado.
- ✓ 2 Enfriadores de agua (*Water Coolers*).

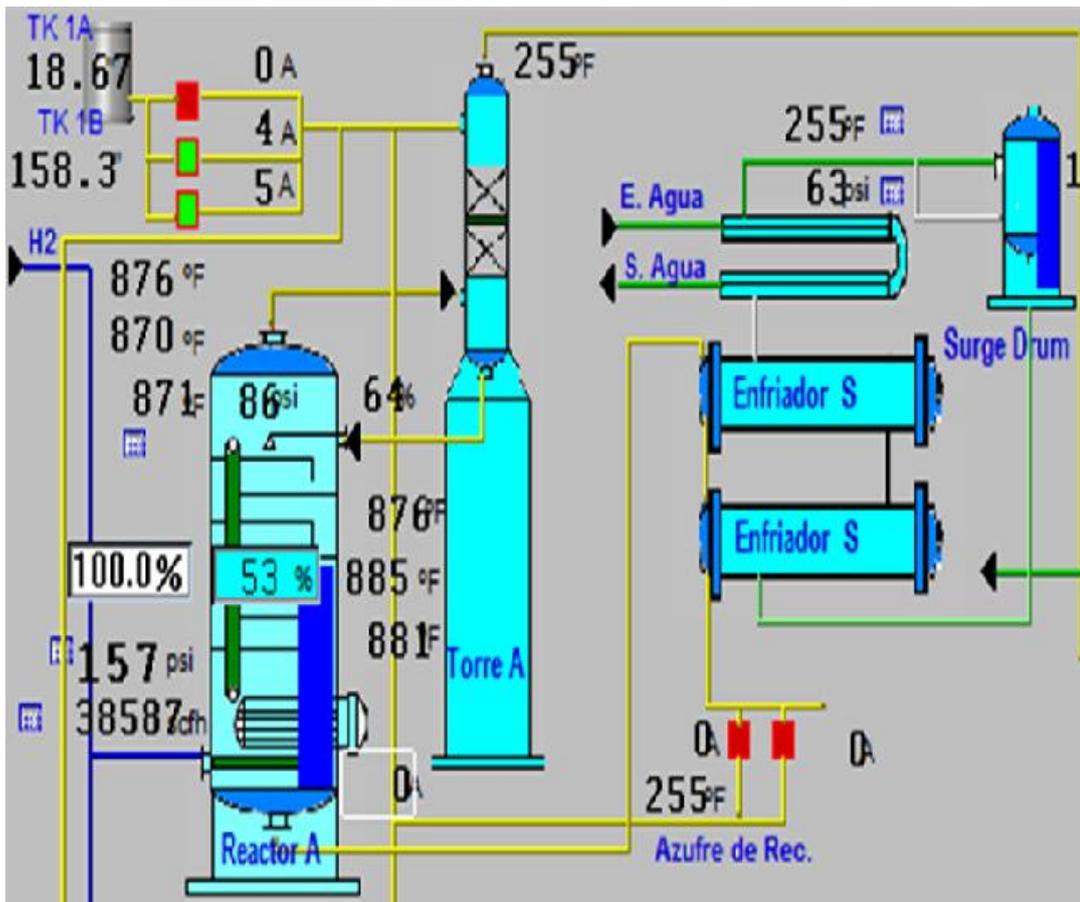


Figura 1.2 Sistema Circuito Cerrado de la Planta de Hidrógeno. Fuente: CITECT Moa Nickel S.A., (2016).



La planta también posee los siguientes equipos.

- ✓ 3 Bombas de alimentación de azufre.
- ✓ 3 Compresores de H_2S .
- ✓ 2 Condensadores de H_2S .
- ✓ 1 Recibidor de H_2S .
- ✓ 2 Tanques de almacenaje de H_2S .
- ✓ 1 Vaporizador de H_2S .
- ✓ 1 Sobrecalentador (*Super Heater*).
- ✓ 1 Separador de azufre.
- ✓ 1 Tubería de la llamarada (*Flare*).
- ✓ 1 Tanque de sello al *Flare*.
- ✓ 1 Tanque de almacenaje de azufre.
- ✓ 1 Tanque de golpeo (*Blow Down*).

Los aspectos de mayor influencia en el proceso de enfriamiento del azufre se describen a continuación; los restantes se detallan en la bibliografía consultada, (Manual de operaciones sulfuros; 2001)

El gas procedente de la planta de H_2 (8,96-10,34 bar) entra al reactor por la parte inferior pasando por un distribuidor de flujo donde ocurre el contacto directo con el azufre, las condiciones de trabajo en el reactor de H_2S son de 448 a 465 °C y una presión interna de 8,27- 9,99 bar, comenzando así la reacción de producción del H_2S . El azufre en forma líquida entra por la parte superior, por un lateral del reactor, donde se establece un flujo a contracorriente con el H_2 que asciende a través de 7 bandejas en forma de parrilla, cuya función es distribuir el azufre uniformemente, descendiendo así hasta el fondo.

En la bandeja No.3 ocurre el 98 % de la reacción de producción de H_2S con desprendimiento de calor que ayuda a mantener las condiciones de trabajo, también tiene situado en la parte inferior un calentador eléctrico para ayudar a la reacción cuando se opera a bajas capacidades. A partir de la bandeja No.7 baja un tubo hasta el fondo del reactor que tiene la función de establecer un flujo de azufre hasta la parte superior llamado punto de recirculación interna



con el objetivo de uniformar la temperatura dentro del reactor, registrándose varios puntos de temperatura en la pizarra de control, para la supervisión de la operación del reactor y su control.

El circuito cerrado es una instalación en la que se enfría el azufre que sale del reactor por la parte inferior, fluye a dos Intercambiadores de calor llamados *Sulphur Coolers* o enfriadores de azufre,(EX1A-1B) , donde su recorrido va a ser por el interior de los tubos, dando 7 pases en cada uno de ellos saliendo de estos equipos a una temperatura de 135 - 143°C; un flujo a contracorriente se establece en los enfriadores de azufre con agua a la temperatura entre 135 - 143°C que se hace circular por la coraza en un solo pase para cada enfriador, donde ocurre el intercambio de calor con el azufre, luego sale por la parte superior, donde se hace pasar por los Water Cooler o enfriadores de agua que son dos bancos de estos equipos de tubo en tubo donde se establece el enfriamiento del agua a 135 - 143°C , con agua de la torre de enfriamiento de la planta. A la salida de los enfriadores hay un control automático donde una señal de presión mantiene la misma en 5,52 bar que es la presión de trabajo de este sistema de enfriamiento, el agua retorna nuevamente al Surge Drum o tanque de agua caliente, equipo que sirve de depósito para establecer la circulación de esta agua a través de una bomba centrífuga que la envía posteriormente al mismo proceso.

El azufre ya "frío" (135 - 143°C) que sale de los enfriadores fluye a las bombas de pistón y desplazamiento positivo que lo succionan y lo descargan a la línea de alimentación de azufre hacia la torre del reactor, a la unión de estos dos azufres se le denomina punto de temperatura No.6 que se registra en la pizarra de control.

El objetivo de esta recirculación externa de azufre del reactor es aumentar el flujo o volumen de azufre que entra a la torre para que el intercambio de calor entre el azufre y el H₂S, en este equipo, sea completo y con ello mantener el control de temperatura de los gases (H₂S) a la salida de la torre.



El H_2S (g) que se acumula en la parte superior del reactor sale de este equipo y pasa a la parte inferior de la cama de empaque que tiene la torre, donde intercambia el calor que lleva de 448 - 465°C con el azufre que entra por la parte superior a través de un distribuidor y sale de este hacia el reactor con la misma temperatura del gas.

1.4. Generalidades de los intercambiadores de haz de tubos y coraza

Los intercambiadores de tipo haz de tubos y coraza constituyen la parte más importante de los equipos de transferencia de calor sin combustión en las plantas de procesos y se usan para servicios en los que se requieren grandes superficies de intercambio, generalmente asociadas a caudales mucho mayores de los que puede manejar un intercambiador de doble tubo. En efecto, el intercambiador de doble tubo requiere una gran cantidad de horquillas para manejar servicios como los descritos, pero a expensas de un considerable consumo de espacio, y con aumento de la cantidad de uniones que son puntos débiles porque en ellas la posibilidad de fugas es mayor. La solución consiste en ubicar los tubos en un haz, rodeados por un tubo de gran diámetro denominado coraza. De este modo los puntos débiles donde se pueden producir fugas, en las uniones del extremo de los tubos con la placa, están contenidos en la coraza. En cambio en un conjunto de horquillas estos puntos están al aire libre.

En la siguiente ilustración vemos un intercambiador de haz de tubos y coraza.

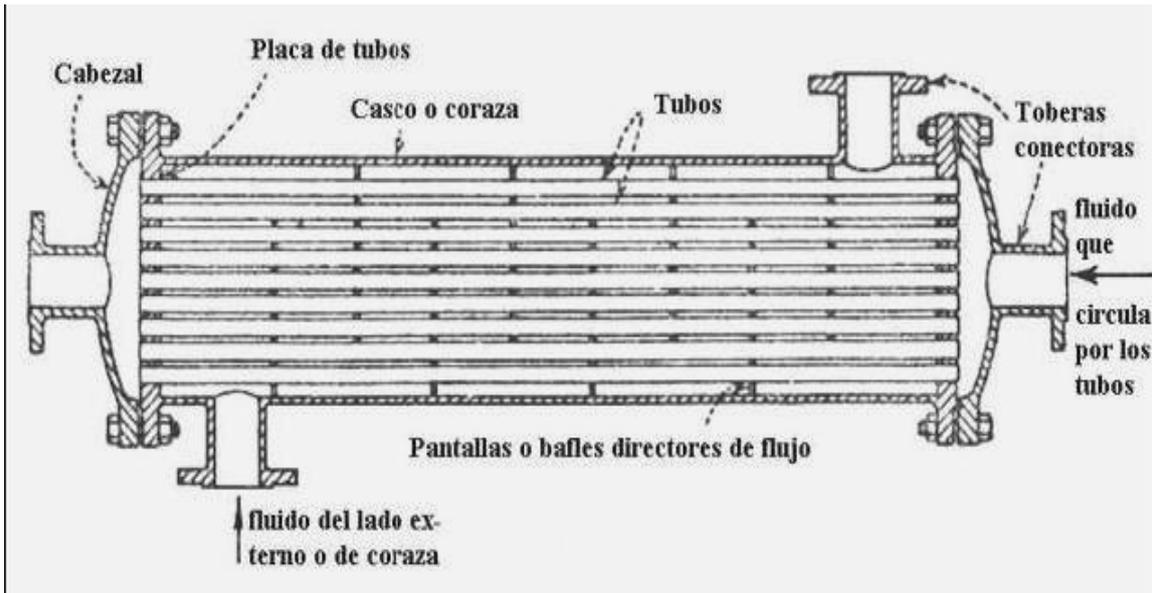


Fig. 1.2 Intercambiador de haz de tubos y coraza.

Como se puede observar, el fluido que ha de circular en el interior de los tubos ingresa por el cabezal derecho y se distribuye por los orificios de la placa en el haz de tubos. El fluido de la coraza, en cambio, circula por el exterior del haz de tubos, siguiendo una trayectoria tortuosa por el efecto de las pantallas (baffles) o tabiques deflectores. A este intercambiador se lo denomina tipo 1-1, por tener un solo paso por la coraza y por los tubos. De tener dos pasos por los tubos y uno por la coraza se llamaría tipo 2-1.

El flujo en la coraza es casi perpendicular al haz de tubos. Las disposiciones del haz se pueden observar en la siguiente figura.

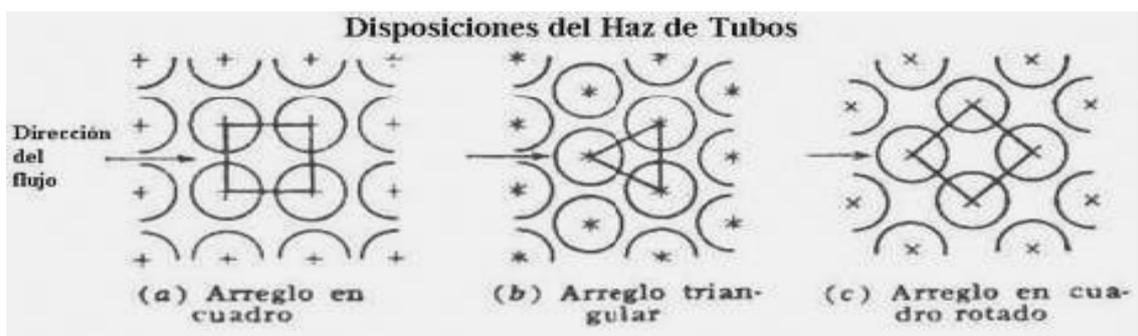


Fig. 1.3 Disposiciones del haz de tubos

Existen tres tipos básicos de intercambiadores de haz de tubos y coraza. Dentro de cada uno de ellos hay numerosos subtipos diseñados para circunstancias de operación específicas. La construcción ha sido normalizada por una institución privada de los EE.UU llamada T.E.M.A (*Tubular Exchangers*



Manufacturers Association). Dichas normas han sido aceptadas en todo el mundo, y se pueden encontrar en todos los textos especializados en intercambiadores de calor. Los tres tipos básicos son:

- ✓ Tubos en U (fig.1.3)
- ✓ De cabezal fijo (fig.1.4)
- ✓ De cabezal flotante (figs.1.5, 1.6)

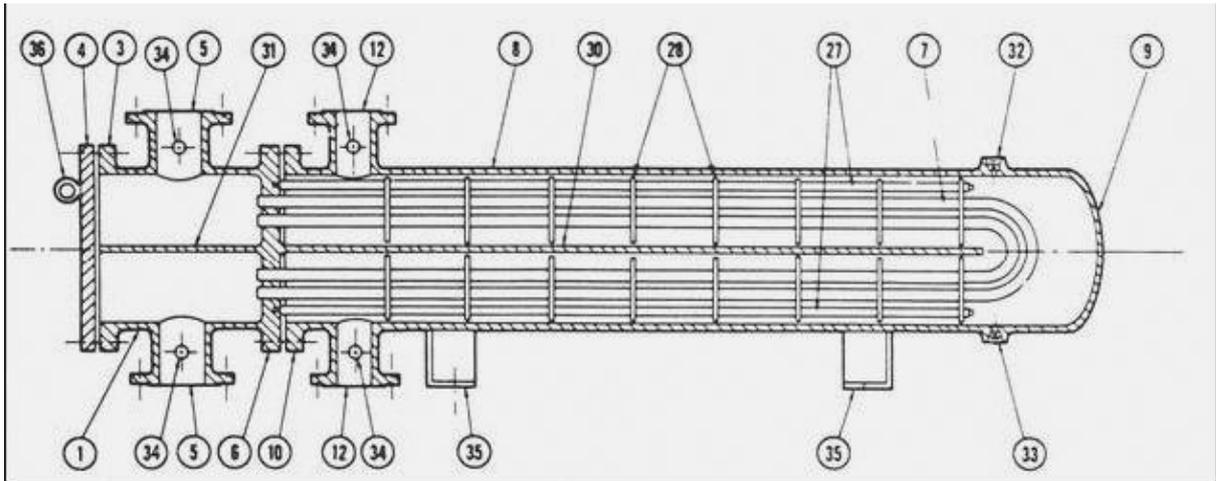


Fig.1.4 Intercambiador de tubos en U.

Los números en cada círculo identifican las partes principales del equipo.

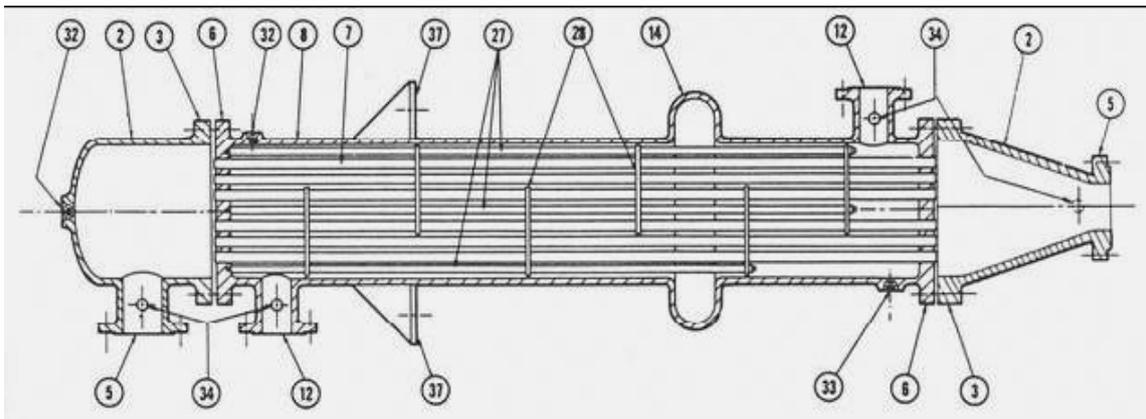


Fig.1.5 Intercambiador de cabezal fijo.

El tipo más sofisticado de intercambiador de haz de tubos y coraza es de cabezal flotante. Está indicado en servicios en los que la limpieza de tubos y/o su reemplazo son frecuentes. Hay dos tipos básicos de intercambiador de



cabezal flotante. Uno emplea un cabezal flotante (es decir, deslizante) con o sin anillo seccionado.

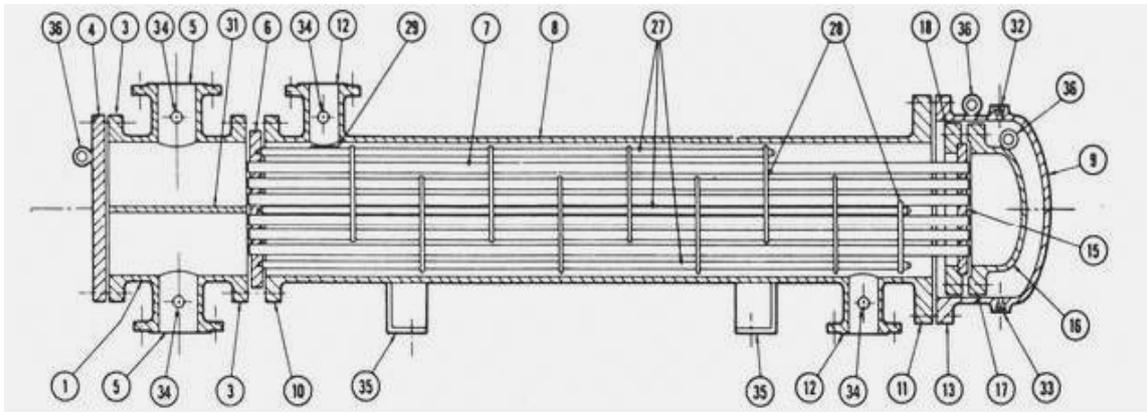


Fig.1.6 Intercambiador de cabezal flotante.

El siguiente esquema ilustra un intercambiador de cabezal flotante de empaquetadura.

Note que dado que el cabezal de arrastre roza contra la empaquetadura, hay un desgaste que obliga a que esta se deba inspeccionar periódicamente para evitar las fugas.

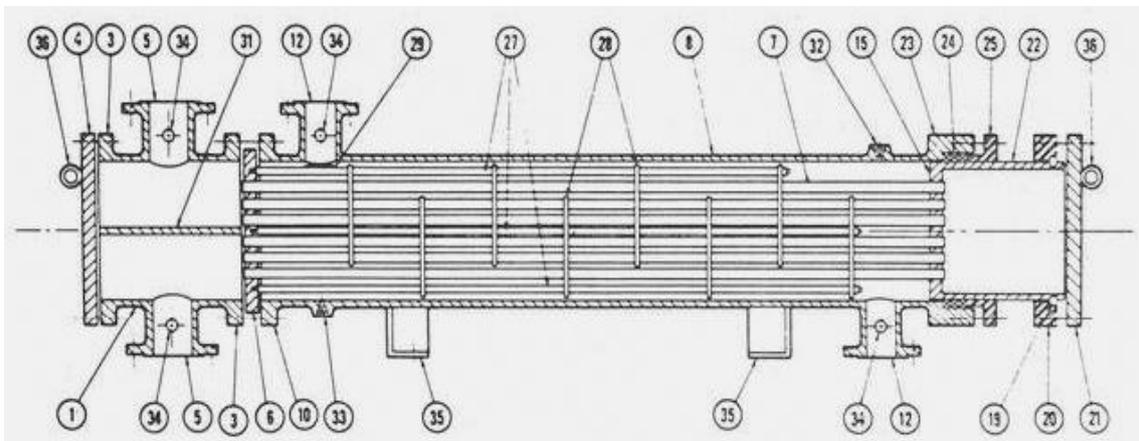


Fig.1.7 Intercambiador de cabezal flotante de empaquetadura.

El significado de los números en cada círculo para esta figura y las anteriores es el siguiente:

1. Cabezal estacionario, canal del fluido de tubos
2. Cabezal estacionario, casquete
3. Brida de cabezal estacionario, canal o casquete
4. Cubierta de canal
5. Tobera de cabezal estacionario



6. Espejo o haz estacionario
7. Tubos
8. Coraza
9. Cubierta de la coraza
10. Brida de la coraza, extremo del cabezal estacionario
11. Brida de la coraza, extremo del cabezal posterior
12. Tobera de la coraza
13. Brida de la cubierta de la coraza
14. Junta de expansión
15. Espejo flotante
16. Cubierta del cabezal flotante
17. Brida del cabezal flotante
18. Dispositivo de apoyo del cabezal flotante
19. Anillo de corte dividido
20. Brida de apoyo deslizante
21. Cubierta del cabezal flotante, externa
22. Faldón del espejo flotante
23. Brida del prensaestopas
24. Empaque
25. Prensaestopas o empaquetadura
26. Anillo de cierre hidráulico
27. Bielas y espaciadores
28. Deflectores transversales
29. Placa de choque
30. Deflector longitudinal
31. Separación de paso
32. Conexión de ventila
33. Conexión de drenaje
34. Conexión de instrumentos
35. Pie de soporte
36. Anilla de sujeción
37. Ménsula de soporte



38. Vertedero

39. Conexión del nivel del líquido

El diámetro del cabezal a menudo es mayor que el de la coraza, de modo que la coraza tiene que tener un cabezal uno o dos tamaños de tubo mayor que el resto. Si los tubos son cortos y el peso del cabezal es demasiado grande, se puede producir un brazo de palanca que tensione el haz, con peligro de rotura de las uniones con las placas, lo que se puede prevenir soldando una o dos barras al extremo del cabezal de la coraza para que el cabezal flotante se desplace sobre las barras que actúan como guías y soportes. El cabezal flotante de anillo partido emplea una abrazadera dividida en varias partes, con numerosas juntas que se deben maquinar con precisión para obtener una unión estanca. Este es un punto obviamente débil en este diseño si se opera con alta presión. Se sugiere ser muy cuidadoso si las presiones son mayores de 42 bar. El diseño de cabezal flotante de arrastre no usa anillo dividido. El bonete del cabezal es del mismo tamaño que la coraza. Debido al hecho de que el cabezal se encuentra próximo al extremo, este tipo de intercambiador no es adecuado para un paso por los tubos. Para resolver este problema, se puede hacer salir el fluido de tubos a través del extremo de coraza, pero esto origina otra unión empaquetada y por lo tanto crea un punto extra de fuga potencial. Otro problema del diseño de cabezal flotante de arrastre es el hecho de que para el mismo diámetro del haz, el diámetro del haz es dos (y a veces más) veces mayor que en el diseño de anillo partido. El espacio anular entre el haz y la carcasa es mucho mayor que en el caso del diseño de anillo partido, y el caudal de fuga (que no atraviesa el haz de tubos) que se deriva por este espacio es mayor, lo que resulta en una menor eficiencia del intercambio. Esta corriente que escapa por el espacio anular se puede minimizar medio de cintas o tiras de sellado. Por esta razón, la gente que hace o calcula intercambiadores de calor a menudo, generalmente prefiere el diseño de anillo partido, mientras que la gente de mantenimiento ama el diseño de cabezal flotante, que les da menos problemas. Un problema de todos los diseños de cabezal flotante es que los puntos de fuga interna potencial están en el prensaestopas del cabezal. Ahora bien, la fuga interna (es decir, contaminación por mezcla de las dos



corrientes) es un problema sólo detectable mediante un cuidadoso monitoreo de las propiedades de ambas corrientes. Si la contaminación es un problema, querrá inspeccionar a menudo los prensaestopas del cabezal y de las uniones del haz para prevenir una fuga, lo que deberá hacer desconectando el equipo y extrayendo el haz para una inspección cuidadosa.

1.4.1. Principales ventajas de los intercambiadores de tubo y coraza

- ✓ Proporcionan flujos de calor elevados en relación con su peso y volumen.
- ✓ Son relativamente fáciles de construir en una gran variedad de tamaños.
- ✓ Limpieza química muy buena.
- ✓ Se pueden reparar con facilidad.
- ✓ Son versátiles y pueden ser diseñados para cumplir prácticamente con cualquier aplicación.
- ✓ Soportan altas presiones y altas temperaturas de operación.
- ✓ Procedimientos de diseño y técnicas de fabricación bien establecidas.

1.4.2. Desventajas de los intercambiadores de tubo y coraza

- ✓ Sus costos básicos son elevados.
- ✓ Difícil inspección.
- ✓ Limpieza mecánica prácticamente imposible.

1.4.3. Aplicaciones de los intercambiadores de tubo y coraza

Las principales aplicaciones de estos equipos son:

- ✓ En el intercambio de calor sensible de líquido a líquido, ya sea para calentamiento o enfriamiento.
- ✓ Para el calentamiento o enfriamiento de líquido a gas.
- ✓ En operaciones ebullición-vaporización de sistemas de destilación, se usan los “reboilers” o calderines. Estos equipos suministran calor al fondo de las columnas de destilación. Sus versiones más populares son el calderín y el termosifón.
- ✓ Los intercambiadores horizontales se emplean en la condensación de vapor saturado.



- ✓ Los intercambiadores verticales se emplean para producir condensación con subenfriamiento, o cuando se condensa vapor cuyo condensado es corrosivo.

1.5. Características físicas de los intercambiadores.

Los enfriadores de azufre, cuya numeración es 254-EX (1A y 1B), tienen la función de enfriar el azufre procedente del reactor hasta 132 °C mediante la recirculación de agua caliente, el azufre circula por el interior de los tubos dando 7 pases y el agua a la temperatura de 132-143 °C circula por la coraza en un solo paso para cada enfriador ocurriendo de esta manera un intercambio de calor del agua con el azufre, enfriándose este último y calentándose el agua.

Características

Longitud Total 6,985 m

Calor Intercambiado 398,4 kW/h.

Shell

- ✓ Fluido a Circular: Agua Caliente
- ✓ Volumen: 0,6 m³
- ✓ Temperatura de Entrada: 126 °C
- ✓ Temperatura de salida: 148 °C
- ✓ Presión de Trabajo: 5,52 bar
- ✓ Numero de Pases: 1
- ✓ Diámetro Interior: 0,43 m
- ✓ Espesor: 0,0095 m
- ✓ Corrosión Permitida: 0,0031 m
- ✓ Material: A-285 - GR – C

Tubos

- ✓ Fluido a Circular: Azufre Liquido
- ✓ Volumen: 0,29 m³
- ✓ Temperatura de Entrada: 460 °C
- ✓ Temperatura de Salida: 134 °C
- ✓ Presión de Trabajo: 8,62 bar



- ✓ Numero de Pases: 7
- ✓ Numero de Tubos: 94
- ✓ Longitud: 6,096 m
- ✓ Material Acero: 310.

La función de los intercambiadores de tubo en tubo, 254-EX (2A y 2B), es enfriar el agua hasta 132.2⁰C que se sobrecalienta durante el enfriamiento del azufre con agua fría procedente de las torres de enfriamiento. El agua una vez enfriada es retornada nuevamente a los enfriadores de azufre.

Características

Longitud Total 6,725 m

Calor Intercambiado 471,85 kW/h.

Shell

- ✓ Fluido a Circular: Agua Caliente (Condensado)
- ✓ Temperatura de Entrada: 870 ⁰C
- ✓ Temperatura de salida: 132-148 ⁰C
- ✓ Presión de Trabajo: 5,52 bar
- ✓ Numero de Pases: 1
- ✓ Diámetro Interior: 0,076 m
- ✓ Espesor: 0,0055 m
- ✓ Material: A-284-GR-C

Tubos

- ✓ Fluido a Circular: Agua (Enfriamiento)
- ✓ Temperatura de Entrada: 30-32 ⁰C
- ✓ Temperatura de Salida: 64-66 ⁰C
- ✓ Presión de Trabajo: 3,79 bar
- ✓ Numero de Pases: 1
- ✓ Numero de Tubos: 1
- ✓ Diámetro Interior: 0,051 m
- ✓ Longitud: 6,58 m
- ✓ Material: Ac-304



1.6. Conclusiones del capítulo I

- ✓ De acuerdo con el análisis bibliográfico, existen numerosos trabajos dedicados a los intercambiadores de calor, por lo que existe bibliografía suficiente, y los principales trabajos realizados a los intercambiadores de calor en la empresa Cmdt. "Pedro Sotto Alba" se dedican al diagnóstico térmico de los intercambiadores de calor.
- ✓ Quedaron establecidos los fundamentos teóricos que permiten caracterizar los intercambiadores de calor, en cuanto a su clasificación, ventajas, desventajas y aplicaciones.



CAPITULO II MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. Introducción

Una aplicación en la cual el incremento en la transferencia de calor es de fundamental importancia es el diseño y evaluación de intercambiadores de calor. Estos dispositivos permiten la transferencia de calor entre un fluido caliente y uno frío normalmente, sin permitir el contacto entre ambos. La magnitud de la transferencia de calor es un factor clave en el diseño de sistemas, y su incremento es altamente recomendable en determinadas situaciones. Es por ello que este capítulo tiene por **objetivo**:

Aplicar los procedimientos de cálculos existentes para la verificación de los equipos de intercambio térmico del proceso de enfriamiento del azufre

2.2. Sustancias de trabajo

Durante el desarrollo del flujo tecnológico en el circuito cerrado se emplean diversas materias e instrumentos, de los cuales depende el buen funcionamiento de la instalación y el control de ciertos procesos fundamentales para mantener los rangos de trabajo correctos en los equipos. Sustancias como el vapor de agua y el hidrogeno gaseoso bajo condiciones específicas de presión y temperatura, son empleadas en el proceso, pero las de mayor importancia usadas en la instalación son el agua desmineralizada, el agua residual y por último el azufre líquido.

2.2.1. Características de las sustancias de trabajo

✓ Agua desmineralizada

El agua desmineralizada o agua tratada, es utilizada en el enfriamiento en los equipos del proceso cuyas condiciones deben ser, PH=7 (Neutro) y de 20 - 25 partes por millón de Bicromato de Potasio para evitar el encostramiento de las líneas y equipos por donde circula. Esta agua es producto de la condensación del vapor de 5.86 bar al que se le denomina condensado que es producido en el Reboiler o re hervidor del sistema de Amina, es recolectado en el Acumulador de condensado y utilizado para mantener nivel líquido en el Surge Drum de la planta de hidrógeno para el posterior enfriamiento del azufre.



✓ Agua residual

El agua residual empleada en el proceso proviene de la torre de enfriamiento, donde se le añade Bicromato de Sodio con una concentración de 20 a 25 ppm (partes por millón) con el objetivo de rebajarle la dureza, precipitarle los cloruros y disminuir el encostramiento en la línea de enfriamiento. Además se le adiciona Sosa Cáustica para mantener el PH neutro. Aun así dicha agua contiene impurezas, las cuales son perjudiciales ya que incrementan la corrosión en las líneas y en los equipos que la utilizan.

✓ Azufre líquido.

El Azufre líquido es amarillo y muy fluido, que con el aumento de la temperatura va oscureciendo y perdiendo fluidez. Al fundirse aumenta considerablemente su volumen ($\approx 15\%$) alcanzando una densidad de $992 \text{ m}^3/\text{kg}$, y los principales rangos de temperatura se muestran a continuación

- ✓ Temperatura de fusión ----- $115 \text{ }^\circ\text{C}$
- ✓ Temperatura de manejo óptimo----- $130 \text{ a } 160 \text{ }^\circ\text{C}$
- ✓ Temperatura donde aumenta su viscosidad-----superior a $160 \text{ }^\circ\text{C}$
- ✓ Temperatura de inflamación ----- $188 \text{ }^\circ\text{C}$
- ✓ Temperatura de ebullición ----- $444 \text{ }^\circ\text{C}$
- ✓ Calor de fusión ----- $22,578 \text{ kJ/h}$

2.3. Descripción del uso de los principales instrumentos en el proceso

- ✓ Parámetro: Temperatura del agua a la entrada y salida del enfriador.
 - Equipo: termopar tipo K (Cromel-Alumel) con vaina y cabezal de conexión de roscado con convertidor de señal programable mediante la PC alojado en el cabezal. (Anexo 1)
 - Características técnicas:
 - ❖ Temperatura de servicio hasta $1523,15\text{K}$
 - ❖ Cabezal de conexión: forma A, DIN 43729; en fundición de metal ligero, con una entrada de cable.
 - ❖ Convertidor de señal programable con rango ajustado.



- ✓ Parámetro: Temperatura del agua en la piscina.
 - Equipo: termómetro de resistencia PT-100 con vaina y cabezal de conexión de roscado con convertidor de señal programable mediante PC alojado en el cabezal.
 - Características técnicas:
 - ❖ Longitud de inmersión: 250 mm.
 - ❖ Convertidor de señal programable con rango ajustado de 273 a 393 K.

- ✓ Parámetro: Flujo de agua y azufre por las tuberías.
 - Válvulas Camflex, tipo 2; serie 35002. (Anexo 2)
 - Características técnicas:
 - ❖ Versión con bridas, disponible para las válvulas de 1" a 12"(25mm a 300mm) en Clases ANSI 150 o 300 y 1" a 8"
 - ❖ 0.55 a 1.72 bar (6" a 12") (DN 150 a 300) (diámetro del actuador de 9", aire para abrir).
 - ❖ Convertidor de señal programable con rango ajustado.

- ✓ Parámetro: Temperatura del azufre a la entrada y salida del enfriador.
 - Pirómetro óptico, Ashcrofr
 - Rango de medición (-30 a 900 °C)

El sistema de control se realiza a través de la medición de cada uno de estos parámetros por el equipo correspondiente, luego envían la señal a la computadora donde se registra la información y se muestra la interrelación entre los parámetros antes mencionados.

2.4. Métodos para el análisis de los intercambiadores de calor

Existen varios métodos para el análisis y diseño de los intercambiadores de calor. Estos métodos son, el método de la temperatura media logarítmica (DTML) y el método de la efectividad (NTU) (Herrera, O, 1986; Holman, J. P, 2000; Incropera, F. P. and David P. W., 2002; Izquierdo M. M., 2002).



Uso de la Diferencia de Temperatura Media Logarítmica

Para diseñar o predecir la colocación y rendimiento de un intercambiador de calor, es esencial relacionar el flujo de calor transferido con variables tales como: Temperatura de entrada y salida del fluido, coeficiente global de transferencia de calor, y el área total de la superficie (*para la transferencia de calor ver figura 2.1*). El flujo de calor transferido, mediante el uso del área de intercambio térmico, se determina por la siguiente ecuación:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm} \quad (2.1)$$

Donde:

- ✓ U : coeficiente global de transferencia de calor; $W/m^2 K$.
- ✓ A : área de transferencia de calor; m^2 .
- ✓ ΔT_{lm} : diferencia de temperatura media logarítmica; K .

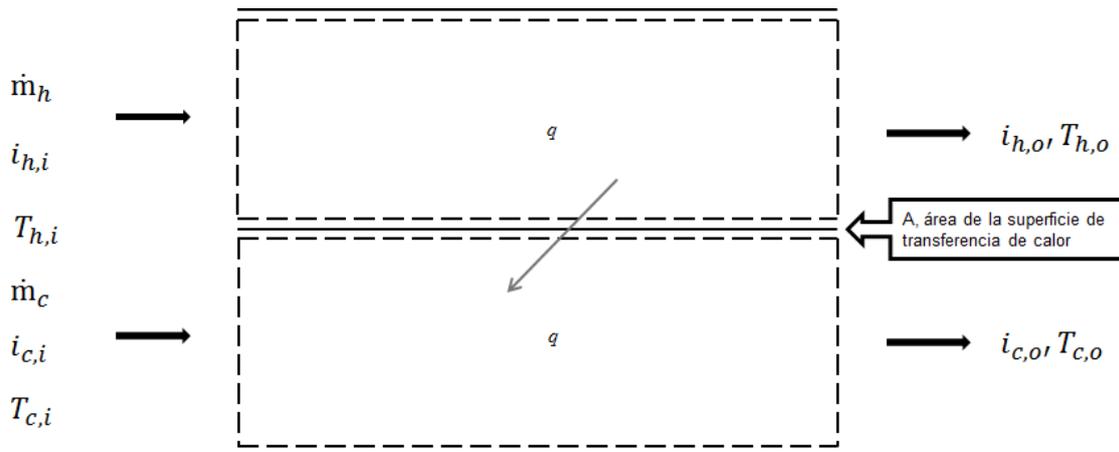


Figura 2.1. Balance global de energía para un intercambiador de calor de dos fluidos.

Determinación del coeficiente global de transferencia de calor.

Una parte esencial, y a menudo la más incierta, de cualquier análisis de intercambiador de calor es la determinación del coeficiente global de transferencia de calor. En la tabla 11.2 página 586 Incropera (2010), se exponen algunos de sus valores y dependiendo de los modos de transferencia de calor que están presentes en el proceso y de las propiedades de los fluidos y de los materiales, se determina a través de la expresión 2.3.



$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} + \frac{e}{k} + R_h + R_c} \quad (2.2)$$

Donde:

- ✓ h_i, h_o : coeficientes de transferencia de calor por convección para el agua y el azufre; $W/m^2 K$.
- ✓ R_h, R_c : resistencia térmica por incrustaciones; K/W
- ✓ e : espesor de los tubos; m
- ✓ k : coeficiente de conductividad térmica, (W/mK)

El coeficiente de resistencia por conducción se calcula por la fórmula:

$$R_{cond} = \frac{e}{k_m \cdot A} \quad (2.3)$$

Donde:

- ✓ A : área de transferencia de calor; m^2
- ✓ k_m - coeficiente de conductividad térmica de los tubos; $W/m K$

Cuando se realiza el mantenimiento o limpieza del intercambiador, la resistencia de conducción y por incrustaciones de los tubos, son despreciables en comparación con las de convección para ambos fluidos.

Sucesivamente es necesario establecer la relación de los coeficientes de transferencia de calor por convección, tanto por el exterior como por el interior, con números adimensionales tales como: Reynolds, Nusselt y Prandtl.

Cálculo del número de Reynolds

El número de Reynolds, es la razón entre las fuerzas viscosas y de inercia y se calcula por la ecuación siguiente:

$$Re = \frac{4 \cdot m_a}{\pi \cdot D \cdot \mu} \quad (2.4)$$

Donde:

- ✓ Re : Número de Reynolds; *adimensional*



- ✓ m_a : flujo másico;
- ✓ π : constante Pi (≈ 3.14); adimensional
- ✓ μ : coeficiente dinámico de viscosidad; kg/m^3 .
- ✓ D : diámetro de los tubos; m.

Calculo del número del Prandtl

A la relación entre la difusividad viscosa y la difusividad térmica se le denomina número de Prandtl (ecuación 2.5).

$$\text{Pr} = \frac{\mu \cdot C_p}{k} \quad (2.5)$$

Donde:

- ✓ Pr : Número de Prandtl; adimensional
- ✓ k : Conductividad térmica del fluido; W/mK
- ✓ C_p : Calor específico del fluido

Cálculo del número de Nusselt

El número Nusselt (Nu) o criterio de transmisión de calor, caracteriza la relación entre la resistencia a la transformación de calor por conducción y la resistencia a la transferencia de calor por convección, en el límite de la pared y el líquido según las ecuaciones

Para determinar las expresiones del Nusselt es necesario tener en cuenta varios criterios como tipo de convección (si es libre, forzada o mixta), la superficie de transferencia de calor si es cilíndrica (interior o exterior), plana o esférica

Para la convección interior de un tubo se tiene la expresión 2.6

$$Nu_s = 0.023 \cdot \text{Re}^{0.8} \cdot \text{Pr}^{0.4} \quad (2.6)$$

Para la convección por el exterior de una superficie cilíndrica se tiene (ecuación 2.7) la siguiente expresión

$$Nu_a = C \text{Re}^m \cdot \text{Pr}^{0.3} \quad (2.7)$$



Donde, (C y m) son constantes que se listan en la tabla 7.2 del *Incropera 2010*.

Determinación de los coeficientes convectivos de las corrientes

Para ambos fluidos, frío y caliente, el coeficiente de convección se obtiene de la siguiente forma:

$$h = \frac{k \cdot N}{D} \quad (2.8)$$

Determinación de la variación de temperatura media logarítmica

Para el cálculo de la diferencia efectiva, se hará uso de la siguiente expresión de la temperatura media logarítmica en función de las temperaturas en las secciones de entrada y salida de los fluidos.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (2.9)$$

La distribución de temperatura asociada con un intercambiador de calor a contra flujo se muestra a continuación. Note que la temperatura de salida del fluido frío puede exceder la temperatura de salida del fluido caliente.

En los intercambiadores a contra flujo la diferencia de temperatura se define por:

$$\Delta T_1 = Th_{,i} - Tc_{,o} \quad (2.10)$$

$$\Delta T_2 = Th_{,o} - Tc_{,i} \quad (2.11)$$

Donde:

- ✓ T_{hi} : Temperatura de entrada del fluido caliente
- ✓ T_{ho} : Temperatura de salida del fluido caliente
- ✓ T_{ci} : Temperatura de entrada del fluido frío
- ✓ T_{co} : Temperatura de salida del fluido frío



Se puede apreciar que para las mismas temperaturas de entrada y salida, la diferencia de temperatura media logarítmica para la colocación en contra flujo excede la de flujos paralelos, $\Delta T_{ml, Fc} > \Delta T_{ml, pf}$. Es por ello que el área requerida para efectuar el flujo de transferencia de calor q es más pequeña para contra flujo que en flujo paralelo, asumiendo los mismos valores de U . También note que $T_{c,o}$ puede exceder $T_{h,o}$ para contraflujo pero no para flujo paralelo. La representación de las diferencias de temperatura ΔT_1 y ΔT_2 se pueden ver en la siguiente figura:

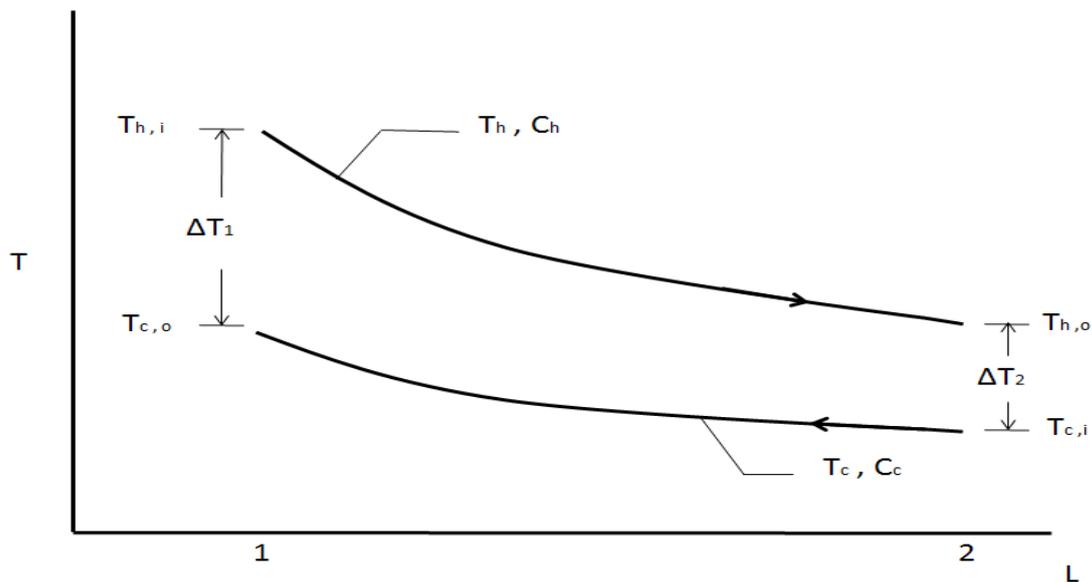


Figura 2.2. Distribución de temperatura para un intercambiador de calor a contraflujo. Fuente: Incropera et Al. (2010)

Calculo del área de transferencia de calor

Sucesivamente de la ecuación anterior se obtiene el área de transferencia de calor.

$$A = \frac{Q}{\Delta T_{ml} \cdot U} \quad (2.12)$$



2.5. Método de la relación Efectividad y Número de Unidades de Transmisión (NTU)

El método de la relación Efectividad y Número de Unidades de Transmisión (NTU) consiste en determinar el intercambio de calor por cada grado de diferencia de temperatura. El número de unidades de transferencia de calor (NTU) es un parámetro adimensional que es ampliamente usado para el análisis de los intercambiadores de calor y se define como:

$$NTU = \frac{U \cdot A}{C_{\min}} \quad (2.13)$$

Donde:

C_{\min} : coeficiente mínimo de capacidad del calor, (W/K)

Para definir la efectividad de un intercambiador de calor, se debe primero determinar el flujo máximo de calor transferido para el intercambiador a partir de las ecuaciones 2.13 o 2.14 según sea el caso.

Si $C_c < C_h$:

$$C_c = m_c \cdot C_{pc} \quad (2.14)$$

$$C_h = C_c \cdot \frac{(T_{c_o} - T_{c_i})}{(T_{h_i} - T_{h_o})} \quad (2.15)$$

Entonces el flujo máximo de calor transferido se determina por:

$$q_{\max} = C_c (T_{h_i} - T_{c_i}) \quad (2.16)$$

De forma similar si $C_h < C_c$ el fluido caliente debe experimentar el mayor cambio de temperatura y se debe enfriar hasta la temperatura de entrada del fluido frío ($T_{h_o} = T_{c_i}$) y se obtiene:

$$q_{\max} = C_h (T_{h_i} - T_{c_i}) \quad (2.17)$$



Siendo:

$$C_h = m_h \cdot C_p h \quad (2.18)$$

Donde:

$C_c \rightarrow$ Coeficiente de la capacidad de calor del fluido frío. (W/K)

$C_h \rightarrow$ Coeficiente de la capacidad de calor del fluido caliente. (W/K)

$Th_i \rightarrow$ Temperatura de entrada del fluido caliente. (K)

$Tc_i \rightarrow$ Temperatura de entrada del fluido frío. (K)

$m_c \rightarrow$ Flujo del fluido frío. (kg/s)

$Cp_c \rightarrow$ Calor específico del fluido frío. (kJ/kgK)

A partir de estos resultados se puede plantear que:

$$q_{\max} = C_{\min} (Th_i - Tc_i) \quad (2.19)$$

Donde C_{\min} es igual a C_c o C_h dependiendo de cuál sea más pequeño.

El calor transferido al fluido frío se obtiene según la expresión 2.19:

$$q_c = m_c \cdot Cp_c \cdot (Tc_o - Tc_i) \quad (2.20)$$

Para la selección de las propiedades de la sustancia que se va a calentar, se calcula la temperatura media entre la entrada y la salida (ecuación 2.20 2.21).

$$Tc = \frac{Tc_i + Tc_o}{2} \quad (2.21)$$

$Tc \rightarrow$ Temperatura media del fluido frío.

$Tc_o \rightarrow$ Temperatura a la salida del fluido frío.

$$Th = \frac{Th_i + Th_o}{2} \quad (2.22)$$

$Th \rightarrow$ Temperatura media del fluido caliente.



$Th_o \rightarrow$ Temperatura a la salida del fluido caliente.

Luego con estos valores por medio de la tabla A.6 Incropera (2003), se obtiene el calor específico Cp_c y Cp_h del fluido frío y caliente correspondientemente.

2.5.1. Efectividad de la transferencia de calor

Es ahora lógico definir la efectividad (ε) como la relación entre el flujo de transferencia de calor para un intercambiador de calor y la máxima transferencia de calor posible mediante la expresión (2.22)

$$\varepsilon \equiv \frac{q}{q_{\max}} \quad (2.23)$$

Donde:

q : flujo de calor transferido, (W)

q_{\max} : flujo máximo de calor transferido, (W)

Cuando $C_c = C_{\min}$.

$$\varepsilon \equiv \frac{C_h(Th_i - Th_o)}{C_{\min}(Th_i - Tc_i)} \quad (2.24)$$

Cuando $C_h = C_{\min}$.

$$\varepsilon = \frac{C_c(Tc_o - Tc_i)}{C_{\min}(Th_i - Tc_i)} \quad (2.25)$$

$Tc_o \rightarrow$ Temperatura a la salida del fluido frío.

$Th_o \rightarrow$ Temperatura a la salida del fluido caliente.

Por definición la efectividad, que es adimensional, debe estar en el rango $0 \leq \varepsilon \leq 1$, si $(Th_i$ y $Tc_i)$ se conocen, entonces el flujo de transferencia de calor se determina por la expresión 2.25.



$$q = \varepsilon \cdot C_{\min} \cdot (T_{hi} - T_{ci}) \quad (2.26)$$

Para cualquier intercambiador de calor se cumple que:

$$\varepsilon = f\left(NTU, \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right) \quad (2.27)$$

Donde C_{\min} / C_{\max} es igual a C_c / C_h o C_h / C_c .

Luego de la ecuación (2.12) se procede a encontrar el área

$$A = \frac{NTU \cdot C_{\min}}{U} \quad (2.28)$$

Con los valores de la efectividad y la relación C_h / C_c , se busca en la figura 11.15 Incropera (2010) el (NTU).



2.6. Conclusiones del capítulo II

- ✓ Se establecieron los métodos para el cálculo del área de intercambio de calor, para los sistemas de enfriamiento del azufre ubicado en la planta de hidrógeno de la empresa Pedro Sotto Alba.
- ✓ Para el cálculo de la demanda de potencia en el proceso de enfriamiento, se usan las expresiones que relacionan la misma con el gasto volumétrico y las pérdidas de presión.



CAPÍTULO III ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

3.1. Introducción

La valoración de los resultados de una investigación, así como el análisis de los impactos económicos y ambientales de la misma, son de gran importancia porque permite valorar en qué medida la instalación analizada contribuye o no al mejoramiento de la empresa donde se encuentra, en el capítulo que a continuación se presenta, se realiza el análisis experimental de los resultados basado en el procedimiento de cálculo del capítulo precedente, así como el impacto ambiental asociado a la planta de Hidrógeno (H_2-H_2S), de la empresa Pedro Sotto Alba de Moa, producto de las sustancias que se transportan. En este sentido el **objetivo** del presente capítulo es:

Evaluar el comportamiento de los principales parámetros de trabajo del proceso a partir de los resultados experimentales obtenidos.

3.2. Resultados de la experimentación

A partir de las mediciones obtenidas en el periodo de un mes se tomaron los valores de 5 días de trabajo con el uso del sistema de almacenamiento de datos del CITECT, con el que cuenta la planta de Hidrógeno perteneciente a la empresa Pedro Sotto Alba. En el mismo se registran, cada 2 horas, los valores de temperatura, presión y flujo másico a la entrada y la salida de los intercambiadores de calor. Con el objetivo de identificar a la base de datos y selección de valores significativos se realizó el análisis de los datos y se tomaron los valores promedio de las mediciones de los días escogidos, los cuales se muestran en las tablas 3.1 y 3.2.

Tabla 3.1 Análisis estadístico del proceso de enfriamiento del azufre (intercambiadores de tubos y coraza).

Día	M_s (kg/s)	M_a (kg/s)	T_{ea} (°C)	T_{sa} (°C)	T_{es} (°C)	T_{ss} (°C)
1	99,63kg/s	12,24kg/s	125,9	147,3	464,6	134,5
2	99,63kg/s	12,24kg/s	127,4	148	460,9	135,6
3	99,63kg/s	12,24kg/s	127,6	148,2	460,9	136,6



4	99,63kg/s	12,24kg/s	127,8	148,2	461,8	136,2
5	99,63kg/s	12,24kg/s	127,3	147,9	462,5	136,1

Tabla 3.2 Análisis estadístico del proceso de enfriamiento del agua (intercambiadores de tubo en tubo).

Día	M _c (kg/s)	M _f (kg/s)	T _{ef} (°C)	T _{sf} (°C)	T _{ec} (°C)	T _{sc} (°C)
1	3,164 kg/s	5,017 kg/s	31,92	53,7	147,3	125,9
2	3,164 kg/s	5,017 kg/s	32,52	54	148,44	127
3	3,164 kg/s	5,017 kg/s	32,6	54,04	148,1	126,24
4	3,164 kg/s	5,017 kg/s	33,28	54,14	149,44	124,88
5	3,164 kg/s	5,017 kg/s	32,32	53,64	148,18	127,46

Para la evaluación de los intercambiadores fue necesario tener cuenta las propiedades termo-físicas del azufre y la del agua las cuales se buscaron en las tablas de propiedades (tablas A.3, A6) en el Incropera (2010) y las características físicas del intercambiador de calor, que están planteadas en el epígrafe 1.

Principales resultados

A partir de los métodos planteados en el capítulo 2, las propiedades tomadas de la literatura y los valores promedios de las mediciones realizadas en la instalación se obtuvieron los resultados de la evaluación de los equipos analizados. Dichos resultados se exponen en las tablas 3.3 y 3.4. Para la aplicación del procedimiento de cálculo propuesto se empleó el software profesional Mathcad 13, el cual se presenta en los anexos 3 y 4.

Tabla 3.3 Principales resultados de la evaluación del proceso de enfriamiento del azufre (*método DTML y NTU*).

Parámetros	Agua	Azufre	U/m
Reynolds	$3.296 \cdot 10^6$	$3.673 \cdot 10^7$	-
Prandtl	1.244	0.965	-
Nusselt	$4.111 \cdot 10^3$	$3.281 \cdot 10^4$	-
Coef. de convección	$6.094 \cdot 10^5$	$8.235 \cdot 10^4$	W/m ² K



Flujo másico	12.425	99.633	Kg/s
Coef Global TC	90.866 W/m ² K		
DTML	84.063 K		
Área Transf. de calor DTML	93.654 m ²		
Coef.cap.de calor del fluido caliente	4.163·10 ⁵ W/K		
Coef.cap.de calor del fluido frio	5.315·10 ⁴ W/K		
Cant. Calor máxima	1.74·10 ⁷ W		
Efectividad	0.062		
Área Transf. de calor NTU	94.769m ²		

Tabla 3.4 Principales resultados de la evaluación del proceso de enfriamiento del agua (*método DTML y NTU*).

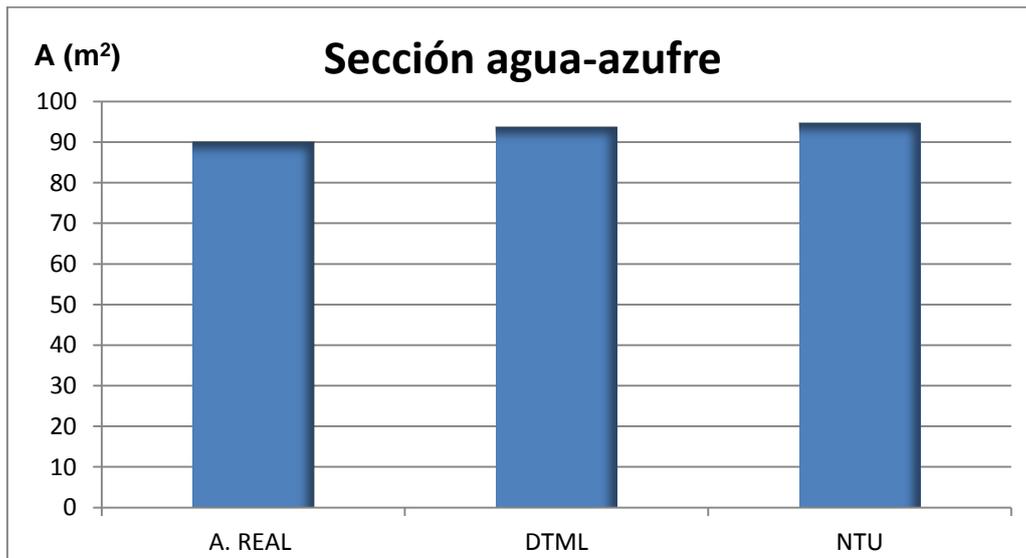
Parámetros	Agua		U/m
	Agua fría	caliente	
Reynolds	5.323·10 ⁵	3.555·10 ⁵	-
Prandtl	1.244	1.281	-
Nusselt	1.182·10 ³	700.556	-
Coef. de convección	8.78·10 ³	5.679·10 ³	W/m ² K
Flujo másico	5.017	3.164	Kg/s
Coef Global TC	86.465 W/m ² K		
DTML	93.438 K		
Área Transf. de calor DTML	36.648 m ²		
Coef.cap.de calor del fluido caliente	1.353·10 ⁴ W/K		
Coef.cap.de calor del fluido frio	2.146·10 ⁴ W/K		
Cant. Calor máxima	1.565·10 ⁶ W		
Efectividad	0.094		
Área Transf. de calor NTU	40.575m ²		

3.3. Análisis de los Resultados

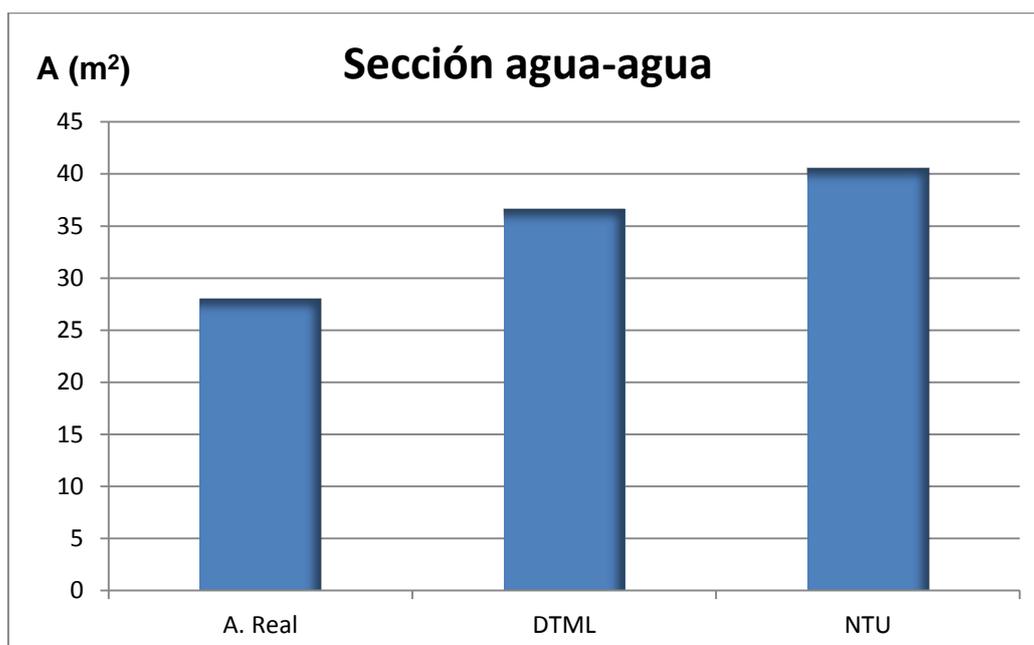
La gráfica 3.1 muestra los valores del área de transferencia térmica calculada por los dos métodos planteados en el capítulo 2 para la sección agua-azufre. Los resultados obtenidos por ambos procedimientos tienen una gran similitud y



en comparación con el área real se puede ver que la diferencia es mínima lo que indica que las condiciones bajo la que están trabajando los intercambiadores de tubos y coraza se corresponden con las de diseño. Ello no significa que en ciertas ocasiones se puedan ver afectados o sobre utilizados debido al aumento del flujo por problemas operacionales o de producción. Por tal razón se efectúa el análisis de la sección agua-agua en la gráfica 3.2.



Gráfica 3.1 Área de transferencia térmica en la sección agua-azufre.





Gráfica 3.2 Área de transferencia térmica en la sección agua-agua.

En el examen detallado del comportamiento de los intercambiadores del tipo tubo en tubo de la sección agua-agua es visible que las áreas calculadas por los mismos métodos (*DTML* y *NTU*), son mayores que la diseño lo que significa que el agua no sale con la temperatura adecuada para el posterior enfriamiento del azufre, y de igual forma saldría este con un grado de temperatura muy elevado cosa que dañaría los equipos de la instalación en la planta y más grave aún la producción de H_2S , gas que se utiliza para la precipitación del hierro en la planta de Neutralización y para el precipitado de sulfuro de níquel y cobalto a partir de la reacción química con el licor producto en la planta de Precipitación de Sulfuros. Todo lo anteriormente mencionado provocaría grandes pérdidas y en condiciones extremas un paro de producción en la fábrica, por lo que es lógico valorar la propuesta de un cambio de los intercambiadores por otros con mayor área de intercambio térmico, para el incremento del área de transferencia en esta sección.

3.4. Análisis de los parámetros de la propuesta

Debido a que los intercambiadores de tubos y coraza (tubos y carcasa, tubos y casco), son hasta ahora, entre los equipos de transferencia de calor, los más comúnmente usados en la industria química o de procesos. Su multifuncionalidad hace que sea el primer equipo a considerar para su utilización en cualquier proceso de transferencia de calor. La siguiente tabla muestra los parámetros que intervienen en la eficiencia energética del intercambiador que se propone para el mejoramiento del enfriamiento del agua.

Tabla 3.5 Parámetros que intervienen en la eficiencia energética del intercambiador.

Parámetros	Intercambiador de tubos y corazas
Flujos de agua usados para el enfriamiento	94.054 kg/s
Área de transferencia de calor	44.9 m ²



Potencia necesaria para transportar los fluidos	0.248 kW
---	----------

3.5. Valoración económica

El costo de 1 intercambiador de calor está valorado en 29620 CUC. Para determinar los gastos actuales en la instalación, es preciso tener en cuenta los gastos en los intercambiadores de calor por diferentes conceptos. El mantenimiento del mismo se realiza cada 3 meses, período en el cual se realiza la sustitución de piezas y accesorios en mal estado (tubos, bridas, deflectores, cabezales, etc.) y se lleva a cabo su limpieza. Dichas tareas son ejecutadas por un mecánico, un ayudante, un soldador y un instalador de tuberías. La tabla 3.10 muestra los gastos por diferentes conceptos en la instalación.

Tabla 3.6 Análisis de los gastos en la instalación actual. (*Fuente: Oficina de recursos humanos de la empresa*).

Parámetro	Valor (CUC)
Gasto anual por mantenimiento	6101.35
Gasto anual por limpieza	58.67
Gasto anual por consumo de agua	14194.49
Gasto anual por sustitución de piezas y accesorios	59366.02
Gasto total anual de la instalación	79720.54

Como se puede apreciar el gasto total anual de la instalación es mayor que el costo de un intercambiador de calor de tubos y coraza por un valor de 50100.54 CUC. El tiempo de mantenimiento está dado por la poca eficiencia del enfriamiento del agua lo que provoca el daño de los equipos y accesorios de la instalación, al ser correctamente enfriada el agua, el mantenimiento se ejecutaría cada 6 meses lo que reduciría en un 50% el valor del gasto total anual. Esto evidencia la factibilidad de la instalación del intercambiador propuesto ya que generaría un ahorro a la empresa de 39860.27 CUC.



3.6. Impacto ambiental

La protección del medio ambiente es uno de los problemas científicos técnicos más complejos que enfrenta la humanidad actualmente. El desarrollo vertiginoso de la industria en los últimos años ha llevado a niveles sin precedentes la contaminación ambiental y las aguas con sustancias nocivas al hombre, los animales y las plantas.

La revolución científico-técnica constituye el fenómeno característico de nuestro siglo, que afecta en mayor o menor grado a casi toda la humanidad y que está provocando un cambio esencial en el modo de vida de la sociedad contemporánea.

Actualmente la "Empresa Pedro Sotto Alba" experimenta una vertiginosa rapidez de los cambios culturales, tecnológicos, sociales y productivos, esto implica la necesidad de frecuentes adaptaciones de la actividad humana en sus múltiples facetas a las mutables exigencias del entorno. El problema ecológico planteado desde hace varias décadas como un problema global de la humanidad, adquiere dimensiones particulares serias cuando se considera el impacto tecnológico que los descomunales avances de la ciencia y la técnica han provocado en la vida social del territorio en los últimos tiempos.

Impacto del azufre sobre el medio ambiente y el hombre

El impacto del azufre sobre las personas ha sido un tema controvertido durante años y aún no se ha resuelto. Sin embargo, está claro que cualquier partícula extraña, sólida y fina que penetre en los órganos respiratorios hasta los pulmones es dañina. También se plantea que el azufre en partículas bien finas puede reaccionar con el tiempo para formar fluidos corporales ácidos en dichos órganos.

El azufre no está considerado un veneno sistemático para el hombre, pero el polvo de azufre puede irritar las superficies internas de los párpados y las mucosas de las vías respiratorias. El azufre se puede encontrar frecuentemente en la naturaleza en forma de sulfuros. Durante diversos procesos se añaden al medio ambiente enlaces de azufre dañinos para los animales y el hombre. Estos enlaces también se forman en la naturaleza



durante diversas reacciones, sobre todo cuando se han añadido sustancias que no están presentes de forma natural. Los compuestos del azufre presentan un olor desagradable y a menudo son altamente tóxicos. En general las sustancias sulfurosas pueden tener los siguientes efectos en la salud humana:

Efectos neurológicos y cambios en el comportamiento, alteración de la circulación sanguínea, daños cardiacos, efectos en los ojos y en la vista, fallos reproductores, daños al sistema inmunitario, desórdenes estomacales y gastrointestinales, daños en las funciones del hígado y los riñones, defectos en la audición, alteraciones del metabolismo hormonal y efectos dermatológicos.

Tampoco trae consecuencias agradables cuando ocurren incendios en áreas de manipulación de azufre sólido, pues se forma el dióxido de azufre (SO_2), el cual mezclado con el vapor de agua de la atmósfera forman ácido sulfúrico H_2SO_4 , que precipitan a la tierra en forma de "lluvia ácida" dañando las plantas (haciéndolas más vulnerables al ataque de los insectos) y a los animales. El efecto más inmediato de esta, se presenta cuando se respira (afectando la salud), las hojas de las plantas despojándola de su cubierta cerosa. El SO_2 es también altamente irritante para los ojos, nariz, garganta y pulmones, en concentraciones mayores a 6ppm, por lo que en estas áreas deben estar disponibles para ser usados aparatos respiratorios y autómatas, para cuando sea necesario extinguir un incendio.

El azufre puede encontrarse en el aire en varias formas diferentes. Puede provocar irritaciones en los ojos y garganta de los animales, cuando la toma tiene lugar a través de la inhalación del azufre en su fase gaseosa. El azufre se aplica extensivamente en las industrias y es emitido al aire, debido a las limitadas posibilidades de destrucción de los enlaces de azufre que se aplican.

Los pequeños fuegos de azufre pueden ser extinguidos mediante ahogamiento con el propio azufre, con lodo o barro. También pueden usarse lloviznas de agua, pues un chorro a presión tendería a dispersar el azufre encendido y en algunas ocasiones podría incrementar la generación de polvo.

A continuación se expresan los efectos sobre el hombre ante emisiones de la combustión del azufre con formación de SO_2 (tabla 3.8)



Tabla 3.8 Efectos de las emisiones de SO₂ sobre el hombre a diferentes concentraciones.

Concentración (PPM)	Efectos
0.2	Es la menor concentración que causa respuesta en el hombre. Umbral para la inducción de reflejos condicionados centrados en el cerebro.
0.3	Umbral para el reconocimiento de sabores.
0.5	Umbral para el reconocimiento de olores.
1.6	Umbral para la inducción de una constricción bronquial reversible en individuos no dañados.
8 – 12	Causa una inmediata irritación en la garganta.
10	Causa irritación en los ojos.
20	Causa tos inmediata.

Se hizo la identificación de las actividades o acciones susceptibles, las cuales fueron resumidas, para la identificación y evaluación de los impactos.

Fase de operación:

Operación de la instalación.

a) Aire.

✓ Aumento de los niveles de emisión de polvo en suspensión y sedimentable a la atmósfera.

✓ Gases contaminantes como el SO₂.

b) Calidad de aguas superficiales.

✓ Aumento de la contaminación de las aguas superficiales debido al aumento de sólidos suspendidos por el escurrimiento de las aguas.

✓ Cambios en la composición físico-química de las aguas superficiales por la disminución de los sólidos proveniente de la cola y el escurrimiento de las aguas.

c) Socioeconómicos.



- ✓ Incremento del riesgo.
- ✓ Generación de empleo.

Medidas de seguridad

- ✓ En caso de salideros o derrames, solamente el personal que esté debidamente protegido permanecerá en el área.
- ✓ En caso de que los salideros de azufre no puedan ser controlados, mantenga un riesgo de agua permanente.
- ✓ Antes de realizar cualquier operación con el azufre, cerciórese de que todas las válvulas y tuberías están en buen estado.
- ✓ Mantenga los motores y compensadores limpios y en buen funcionamiento.
- ✓ La reparación y limpieza de equipos que manejan azufre deben realizarse por personal perfectamente entrenado y que estén consciente de todos los peligros que hay en la manipulación del azufre.
- ✓ El personal que va a reparar o limpiar algún tanque o equipo que maneja azufre debe recibir primeramente la automatización por escrito de que los mismos han sido preparados con todas las medidas de seguridad para realizar dichos trabajos.
- ✓ Para reparar o limpiar un tanque se debe poner de arreos, sogas, luces, etc. que permitan un rescate urgente de cualquier accidentado.



3.7. Conclusiones de capítulo III

- ✓ Se aplicó la metodología expuesta en el capítulo II para el cálculo de los intercambiadores de tubo y coraza, obteniendo como resultado que en la sección agua-agua el área de diseño (28.4 m^2), es menor que las calculadas por los métodos del NTU (40.57 m^2) y la DTML (36.64 m^2).
- ✓ Se propuso un intercambiador del tipo tubo en tubo para el enfriamiento del agua con un área de intercambio térmico acorde con la necesaria (44.9 m^2) según el resultado obtenido.
- ✓ Se realizó una valoración económica reflejando que el gasto necesario para el intercambiador propuesto es de 29620 CUC y generaría un ahorro a la empresa de 39860.27 CUC.
- ✓ Se hizo una apreciación del impacto ambiental que trae consigo el proceso productivo al que está vinculado la instalación.



CONCLUSIONES GENERALES

- ✓ Mediante la búsqueda bibliográfica se revisaron un gran número de literaturas especializadas que abordan los temas de cálculo, diseño y evaluación de intercambiadores de calor pero ninguno se relaciona con el presente objeto de estudio.
- ✓ Las metodologías de cálculo establecidas en el presente trabajo, garantizan la obtención de los parámetros necesarios para la correcta operación de la instalación y evidencian la necesidad del incremento del área de intercambio térmico en la sección agua-agua.
- ✓ La valoración de la propuesta de la nueva instalación tiene un costo de 29620 dólares y garantizará la temperatura adecuada del azufre para su consumo así como el ahorro del 50% de los gastos por mantenimiento en la instalación.



RECOMENDACIONES

- ✓ Realizar corridas experimentales para la determinación de las propiedades de los fluidos a diferentes condiciones de trabajo.
- ✓ Proponer a la dirección de la Empresa “Pedro Sotro Alba” la valoración de los resultados de esta investigación, con el fin de mejorar el proceso de enfriamiento del azufre.
- ✓ Capacitar a los operarios de la planta en cuanto a la importancia que tiene la preservación del medio ambiente.



REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. Aristegui, J. M. Metodología del Conocimiento Científico. La Habana: Editorial de Ciencias Sociales, 1978. 445 p.
2. Buen, D. V. (1985). Introducción a la mecánica de fluidos y transferencia de calor. Editorial Marcombo, S.A. Barcelona, España.
3. Cabrera, G. E. y Gandón, H. J. (2004). Fundamentos de las operaciones unitarias. La Habana: Editorial Félix Varela.
4. Chávez, L. Sistema de transportación del azufre líquido. Trabajo de Diploma. ISMM, 1976.
5. Faïres, V. (1991): Termodinámica. La Habana: Edición Revolucionaria. 807p.
6. González, D. (2002). Guías de intercambiadores de calor: Tipos generales y aplicaciones. Universidad Simón Bolívar. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de superficie. Venezuela.
7. González, M. A. (2012). Programa de Ingeniería Química Aprendizaje Dialógico Interactivo Operaciones Unitarias I. Universidad Nacional Experimental Francisco de Miranda. Venezuela.
8. Herrera, O. (1986). Equipos de transferencia de calor. Edición Revolucionaria. La Habana. Cuba.
9. Holman, J. P (2000). Fundamentos de Transferencia de Calor. 8va Edición. Mc Graw Hill. U.S.A.
10. http://www.rpmcontrol.com.ar/descargas/Catalogo_serie%2035002.pdf.
www.corona-control.se/sheets/cf35002-0310-web.pdf. (Válvulas Camflex, tipo 2; serie 35002).
11. https://www.jmi.com.mx/catalogo_sensores/Tablas_Termopares.pdf
<http://www.termokew.mx/termopares.php>. (termopar tipo "K", Cromel-Alumel).



12. Incropera, F. Fundamentals of Heat and Mass Transfer. Segunda edición. La Habana: Editorial Pueblo y Educación, 2010 Tomo I, II y III.
13. Incropera, F. P. and David, P. W. (2002). Fundamentals of Heat and Mass Transfer. John Wiley & Sons. New York. U.S.A.
14. Izquierdo, M. M. (2002). Intercambiadores de calor de placas. Departamento de Ingeniería Térmica y de Fluidos, Universidad de Carlos Tercero. Madrid, España.
15. Kern, D. Procesos de transferencia de calor. Edición Revolucionaria. La Habana, 1969.
16. Kern, D. Q. (1985). Procesos de Transferencia de Calor. Editorial Mc Graw Hill. España.
17. Manual de operaciones del complejo sulfuros (H_2-H_{2S}), (2013).
18. Mijeev, M. A. y Mijeeva, I. M. (1977). Fundamentos de Termotransferencia. Editorial Mir Moscú.
19. Pavlov, K. F. (1981). Problemas y ejemplos para al curso de operaciones básicas y aparatos en la Tecnología Química. Editorial Mir Moscú. 610 Pág.
20. Renedo, C. J. (2009). Ingeniería Térmica y de Fluidos II. Universidad de Cantabria. Departamento de Ingeniería Eléctrica y Energética. España.
21. Revé, Z. Cálculo del gasto de energía en la manipulación y transportación del azufre desde el puerto hasta la empresa Pedro Sotto Alba. Trabajo de Diploma. ISMM, 1998.
22. Vargas, P. (2010). Intercambiadores de tubo y carcaza: Análisis térmico. Universidad Nacional Experimental Francisco de Miranda. Dpto. Energética. Venezuela.



23. Velasco, C. et al (2011). El aprendizaje significativo de la Termodinámica para Ingenieros. Libro de Problemas. Universidad de Zaragoza. Departamento de Ingeniería Mecánica. España.

ANEXOS

Anexo 1. Ensamble de termopar tipo "K". Conexiones y longitudes de acuerdo a sus necesidades.





Anexo 2. Válvula Camflex, tipo 2; serie 35002.



**Anexo 3. Cálculo verificativo de la sección agua – agua.**

$$n := 0, 1.. 4$$

Características de intercambiador de calor

Número de tubos

$$N_p := 1$$

área de intercambio térmico

$$A_{\text{real}} := 28.4 \text{m}^2$$

Tipo de material

AISI -316

Diámetro interior y exterior del Tubo

$$D := 0.060 \text{m}$$

$$d := 0.055 \text{m}$$

Conductividad térmica

$$k_{A_316} := 16.3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$$

$$\alpha := D - d$$

$$\alpha = 5 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Propiedades de las sustancias de trabajo

propiedades del agua fría

densidad

$$\rho_{\text{agua}} := 994 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

calor específico

$$C_{p_{\text{agua}}} := 4278 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

viscosidad dinámica

$$\mu_{\text{agua}} := 200 \cdot 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

conductividad térmica

$$k_{\text{agua}} := 688 \cdot 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$$

flujo másico

$$m_{\text{agua}} := \rho_{\text{agua}} \cdot 18.17 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{agua}} = 5.017 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

propiedades del agua caliente

densidad

$$\rho_{\text{agua.h}} := 929 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

calor específico

$$C_{p_{\text{agua.h}}} := 4278 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

viscosidad dinámica

$$\mu_{\text{agua.h}} := 206 \cdot 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

conductividad térmica

$$k_{\text{agua.h}} := 688 \cdot 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$$



flujo másico

$$m_{\text{agua.h}} := 12.26 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \cdot \rho_{\text{agua.h}}$$

$$m_{\text{agua.h}} = 3.164 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Cálculo de la transferencia de calor

Reynolds del agua

$$Re_{\text{agua}} := \frac{4 \cdot m_{\text{agua}}}{\pi \cdot D \cdot \mu_{\text{agua}}}$$

$$Re_{\text{agua}} = 5.323 \times 10^5$$

$$Pr_{\text{agua}} := \frac{\mu_{\text{agua}} \cdot Cp_{\text{agua}}}{k_{\text{agua}}}$$

$$Pr_{\text{agua}} = 1.244$$

Reynolds del agua

$$Re_{\text{agua.h}} := \frac{4 \cdot m_{\text{agua.h}}}{\pi \cdot d \cdot \mu_{\text{agua.h}}}$$

$$Re_{\text{agua.h}} = 3.555 \times 10^5 \quad D = 0.06 \text{ m}$$

$$Pr_{\text{agua.h}} := \frac{\mu_{\text{agua.h}} \cdot Cp_{\text{agua.h}}}{k_{\text{agua.h}}}$$

$$Pr_{\text{agua.h}} = 1.281$$

Convección por el interior de un tubo

$$Nu_{\text{agua.h}} := 0.023 \cdot Re_{\text{agua.h}}^{0.8} \cdot Pr_{\text{agua.h}}^{0.4}$$

$$Nu_{\text{agua.h}} = 700.556$$

Convección por el exterior

$$Nu_{\text{agua}} := Cn \cdot Re_{\text{agua}}^m \cdot Pr_{\text{agua}}^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_{\text{agua}} = 1.182 \times 10^3$$

$$Cn := 0.027$$

$$m := 0.805$$



Coef. transferencia de calor del agua fría

$$h_{\text{agua}} := \frac{k_{\text{agua}} \cdot Nu_{\text{agua}}}{D}$$

$$h_{\text{agua}} = 1.355 \times 10^4 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Coef. transferencia de calor del agua caliente

$$h_{\text{agua.h}} := \frac{k_{\text{agua.h}} \cdot Nu_{\text{agua.h}}}{d}$$

$$h_{\text{agua.h}} = 8.763 \times 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Coeficiente global de transferencia de calor

$$U := \frac{1}{\frac{1}{h_{\text{agua}}} + \frac{1}{h_{\text{agua.h}}} + \frac{\alpha}{k_{A_316}} + 0.007 \cdot \frac{\text{s}^3 \cdot \text{K}}{\text{kg}}}$$

$$U = 133.428 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Temperatura del agua fría

$$T_{\text{Eagua}_n} :=$$

305.07K
305.67K
305.75K
306.43K
305.47K

$$T_{\text{Sagua}_n} :=$$

326.85K
327.15K
327.19K
327.29K
326.79K

Temperatura del agua caliente

$$T_{\text{Eagua.h}_n} :=$$

420.45K
421.59K
421.25K
422.59K
421.33K

$$T_{\text{Sagua.h}_n} :=$$

399.05K
400.15K
399.39K
398.03K
400.61K

$$Q_{\text{abs}_n} := m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua}}} \cdot (T_{\text{Sagua}_n} - T_{\text{Eagua}_n})$$

$$Q_{\text{abs}_n} =$$

4.675 · 10 ⁵ W
4.61 · 10 ⁵
4.602 · 10 ⁵
4.477 · 10 ⁵
4.576 · 10 ⁵



$$\Delta T_{1n} := T_{Eagua.h_n} - T_{Sagua_n}$$

$$\Delta T_{2n} := T_{Sagua.h_n} - T_{Eagua_n}$$

$$\Delta T_{1n} =$$

93.6
94.44
94.06
95.3
94.54

K

$$\Delta T_{2n} =$$

93.98
94.48
93.64
91.6
95.14

K

$$\Delta T_{ml_n} := \frac{\Delta T_{1n} - \Delta T_{2n}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{1n}}{\Delta T_{2n}}\right)}$$

$$\Delta T_{ml_n} =$$

93.79
94.46
93.85
93.438
94.84

K

$$Rf_n := \frac{T_{Eagua.h_n} - T_{Sagua.h_n}}{T_{Sagua_n} - T_{Eagua_n}}$$

$$Pf_n := \frac{T_{Sagua_n} - T_{Eagua_n}}{T_{Eagua.h_n} - T_{Eagua_n}}$$

$$Rf_n =$$

0.983
0.998
1.02
1.177
0.972

$$Pf_n =$$

0.189
0.185
0.186
0.18
0.184

$$As_n := \frac{Q_{abs_n}}{U \cdot \Delta T_{ml_n}}$$

$$As_n =$$

37.354
36.578
36.747
35.911
36.16

m²

$$A_{real} = 28.4 \text{ m}^2$$

$$Q_{abs_n} =$$

4.675·10 ⁴
4.61·10 ⁴
4.602·10 ⁴
4.477·10 ⁴
4.576·10 ⁴

$$\xi_n := |A_{real} - As_n|$$

$$\xi_n =$$

8.954
8.178
8.347
7.511
7.76

m²



Método de NTU

$$C_h := C_{p_{\text{agua}}} \cdot m_{\text{agua}} \cdot h$$

$$C_h = 1.353 \times 10^4 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

$$Q_{\max_n} := C_h \cdot (T_{\text{Eagua},h_n} - T_{\text{Eagua},n})$$

$$Q_{\max_n} =$$

1.562 · 10 ⁶	W
1.569 · 10 ⁶	
1.563 · 10 ⁶	
1.572 · 10 ⁶	
1.568 · 10 ⁶	

$$E_n := \frac{Q_{\text{abs}_n}}{Q_{\max_n}}$$

$$E_n =$$

0.299
0.294
0.294
0.285
0.292

$$C_c := C_{p_{\text{agua}}} \cdot m_{\text{agua}}$$

$$C_c = 2.146 \times 10^4 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

$$C_{\min} := C_h$$

$$\frac{C_h}{C_c} = 0.631$$

$$\text{NTU} := 0.4$$

$$A_{\text{NTU}} := \frac{\text{NTU} \cdot C_{\min}}{U}$$

$$A_{\text{NTU}} = 40.575 \text{ m}^2$$



Anexo 4. Calculo verificativo dela sección agua – azufre.

$$n := 0, 1 .. 4$$

Carrácterísticas de intercambiador de calor

Número de tubos

$$N_p := 94$$

área de intercambio térmico

$$A_{\text{real}} := 90\text{m}^2$$

Tipo de material

AISI -310

Díametro interior y exterior de los Tubos

$$D := 0.024\text{m}$$

$$d := 0.022\text{m}$$

Conductividad térmica

$$k_{A_310} := 16.3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$$

$$\alpha := D - d$$

$$\alpha = 2 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Propiedades de las sustancias de trabajo

propiedades del agua

densidad

$$\rho_{\text{agua}} := 994 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

calor específico

$$C_{p\text{agua}} := 4278 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

viscosidad dinámica

$$\mu_{\text{agua}} := 200 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

conductividad térmica

$$k_{\text{agua}} := 688 \cdot 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$$

flujo másico

$$m_{\text{agua}} := \rho_{\text{agua}} \cdot 45 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{agua}} = 12.425 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

propiedades del azufre

densidad

$$\rho_s := 1.96 \cdot 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

calor específico

$$C_{p_s} := 4178 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

viscosidad dinámica

$$\mu_s := 157 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

conductividad térmica

$$k_s := 680 \cdot 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$$



flujo másico

$$m_s := 183 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \cdot \rho_s$$

$$m_s = 99.633 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Cálculo de la transferencia de calor

Reynolds del agua

$$Re_{\text{agua}} := \frac{4 \cdot m_{\text{agua}}}{\pi \cdot D \cdot \mu_{\text{agua}}}$$

$$Re_{\text{agua}} = 3.296 \times 10^6$$

$$Pr_{\text{agua}} := \frac{\mu_{\text{agua}} \cdot Cp_{\text{agua}}}{k_{\text{agua}}}$$

$$Pr_{\text{agua}} = 1.244$$

Reynolds del azufre

$$Re_S := \frac{4 \cdot m_s}{\pi \cdot d \cdot \mu_s}$$

$$Re_S = 3.673 \times 10^7$$

$$Pr_S := \frac{\mu_s \cdot Cp_s}{k_s}$$

$$Pr_S = 0.965$$

Convección por el interior

$$Nu_S := 0.023 \cdot Re_{\text{agua}}^{0.8} \cdot Pr_{\text{agua}}^{0.4}$$

$$Nu_S = 4.111 \times 10^3$$

Convección por el exterior

$$Nu_{\text{agua}} := Cn \cdot Re_S^m \cdot Pr_S^{\frac{1}{3}}$$

$$Cn := 0.027$$

$$m := 0.805$$

$$Nu_{\text{agua}} = 3.281 \times 10^4$$



Coef. transferencia de calor del agua

$$h_{\text{agua}} := \frac{k_{\text{agua}} \cdot \text{Nu}_{\text{agua}}}{D}$$

$$h_{\text{agua}} = 9.405 \times 10^5 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Coef. transferencia de calor del azufre

$$h_S := \frac{k_S \cdot \text{Nu}_S}{d}$$

$$h_S = 1.271 \times 10^5 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Coeficiente global de transferencia de calor

$$U := \frac{1}{\frac{1}{h_{\text{agua}}} + \frac{1}{h_S} + \frac{\alpha}{k_{A_310}} + 0.007 \cdot \frac{\text{s}^3 \cdot \text{K}}{\text{kg}}}$$

$$U = 140.22 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Temperatura del agua

$$T_{E\text{agua}_n} :=$$

399.05K
400.55K
400.75K
400.95K
400.45K

$$T_{S\text{agua}_n} :=$$

420.45K
421.15K
421.35K
421.35K
421.05K

Temperatura del azufre

$$T_{E\text{as}_n} :=$$

737.75K
734.05K
734.05K
734.95K
734.65K

$$T_{S\text{as}_n} :=$$

407.65K
408.75K
408.75K
408.35K
409.25K



$$Q_{abs_n} := m_{agua} \cdot C_{p_{agua}} \cdot (T_{Sagua_n} - T_{Eagua_n})$$

$$Q_{abs_n} =$$

1.137·10 ⁶	W
1.095·10 ⁶	
1.095·10 ⁶	
1.084·10 ⁶	
1.095·10 ⁶	

$$\Delta T_{1_n} := T_{Eas_n} - T_{Sagua_n}$$

$$\Delta T_{2_n} := T_{Sas_n} - T_{Eagua_n}$$

$$\Delta T_{1_n} =$$

317.3	K
312.9	
312.7	
313.6	
313.6	

$$\Delta T_{2_n} =$$

8.6	K
8.2	
8	
7.4	
8.8	

$$\Delta T_{ml_n} := \frac{\Delta T_{1_n} - \Delta T_{2_n}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{1_n}}{\Delta T_{2_n}}\right)}$$

$$\Delta T_{ml_n} =$$

85.558	K
83.669	
83.12	
81.727	
85.298	

$$As_n := \frac{Q_{abs_n}}{U \cdot \Delta T_{ml_n}}$$

$$As_n =$$

94.816	m ²
93.332	
93.949	
94.622	
91.549	

$$\xi_n := |A_{real} - As_n| \quad A_{real} = 90 \text{ m}^2$$

$$\xi_n =$$

4.816	m ²
3.332	
3.949	
4.622	
1.549	



Método de NTU

$$C_h := C_{p_s} \cdot m_s$$

$$C_h = 4.163 \times 10^5 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

$$Q_{\max_n} := C_c \cdot (T_{Eas_n} - T_{Eagua_n})$$

$$Q_{\max_n} =$$

1.8·10 ⁷	W
1.773·10 ⁷	
1.772·10 ⁷	
1.775·10 ⁷	
1.776·10 ⁷	

$$E_n := \frac{Q_{\text{abs}_n}}{Q_{\max_n}}$$

$$E_n =$$

0.063
0.062
0.062
0.061
0.062

$$C_c := C_{p_{\text{agua}}} \cdot m_{\text{agua}}$$

$$C_c = 5.315 \times 10^4 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

$$C_{\min} := C_c$$

$$\frac{C_c}{C_h} = 0.128$$

$$\text{NTU} := 0.25$$

$$A_{\text{NTU}} := \frac{\text{NTU} \cdot C_{\min}}{U}$$

$$A_{\text{NTU}} = 94.769 \text{ m}^2$$



$$n := 0,1..4$$

Carrácterísticas de intercambiador de calor

Número de tubos

$$N_p := 1$$

área de intercambio térmico

$$A_{\text{real}} := 28.4\text{m}^2$$

Tipo de material

AISI -316

Díámetro interior y exterior del Tubo

$$D := 0.060\text{m}$$

$$d := 0.055\text{m}$$

Conductividad térmica

$$k_{A_316} := 16.3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$$

$$\alpha := D - d$$

$$\alpha = 5 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Propiedades de las sustancias de trabajo

propiedades del agua fria

densidad

$$\rho_{\text{agua}} := 994 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

calor específico

$$C_{p_{\text{agua}}} := 4278 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

viscosidad dinámica

$$\mu_{\text{agua}} := 200 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

conductividad térmica

$$k_{\text{agua}} := 688 \cdot 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$$

flujo másico

$$m_{\text{agua}} := \rho_{\text{agua}} \cdot 18.17 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{agua}} = 5.017 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

propiedades del agua caliente

densidad

$$\rho_{\text{agua.h}} := 929 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

calor específico

$$C_{p_{\text{agua.h}}} := 4278 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

viscosidad dinámica

$$\mu_{\text{agua.h}} := 206 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

conductividad térmica

$$k_{\text{agua.h}} := 688 \cdot 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$$



flujo másico

$$m_{\text{agua.h}} := 12.26 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \cdot \rho_{\text{agua.h}}$$

$$m_{\text{agua.h}} = 3.164 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Cálculo de la transferencia de calor

Reynolds del agua

$$Re_{\text{agua}} := \frac{4 \cdot m_{\text{agua}}}{\pi \cdot D \cdot \mu_{\text{agua}}}$$

$$Re_{\text{agua}} = 5.323 \times 10^5$$

$$Pr_{\text{agua}} := \frac{\mu_{\text{agua}} \cdot Cp_{\text{agua}}}{k_{\text{agua}}}$$

$$Pr_{\text{agua}} = 1.244$$

Reynolds del agua

$$Re_{\text{agua.h}} := \frac{4 \cdot m_{\text{agua.h}}}{\pi \cdot d \cdot \mu_{\text{agua.h}}}$$

$$Re_{\text{agua.h}} = 3.555 \times 10^5 \quad D = 0.06 \text{ m}$$

$$Pr_{\text{agua.h}} := \frac{\mu_{\text{agua.h}} \cdot Cp_{\text{agua.h}}}{k_{\text{agua.h}}}$$

$$Pr_{\text{agua.h}} = 1.281$$

Convección por el interior de un tubo

$$Nu_{\text{agua.h}} := 0.023 \cdot Re_{\text{agua.h}}^{0.8} \cdot Pr_{\text{agua.h}}^{0.4}$$

$$Nu_{\text{agua.h}} = 700.556$$

Convección por el exterior

$$Nu_{\text{agua}} := Cn \cdot Re_{\text{agua}}^m \cdot Pr_{\text{agua}}^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_{\text{agua}} = 1.182 \times 10^3$$

$$Cn := 0.027$$

$$m := 0.805$$



Coef. transferencia de calor del agua fría

$$h_{\text{agua}} := \frac{k_{\text{agua}} \cdot Nu_{\text{agua}}}{D}$$

$$h_{\text{agua}} = 1.355 \times 10^4 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Coef. transferencia de calor del agua caliente

$$h_{\text{agua.h}} := \frac{k_{\text{agua.h}} \cdot Nu_{\text{agua.h}}}{d}$$

$$h_{\text{agua.h}} = 8.763 \times 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Coeficiente global de transferencia de calor

$$U := \frac{1}{\frac{1}{h_{\text{agua}}} + \frac{1}{h_{\text{agua.h}}} + \frac{\alpha}{k_{A_316}} + 0.007 \cdot \frac{\text{s}^3 \cdot \text{K}}{\text{kg}}}$$

$$U = 133.428 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Temperatura del agua fría

$$T_{\text{Eagua}_n} :=$$

305.07K
305.67K
305.75K
306.43K
305.47K

$$T_{\text{Sagua}_n} :=$$

326.85K
327.15K
327.19K
327.29K
326.79K

Temperatura del agua caliente

$$T_{\text{Eagua.h}_n} :=$$

420.45K
421.59K
421.25K
422.59K
421.33K

$$T_{\text{Sagua.h}_n} :=$$

399.05K
400.15K
399.39K
398.03K
400.61K

$$Q_{\text{abs}_n} := m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua}}} \cdot (T_{\text{Sagua}_n} - T_{\text{Eagua}_n})$$

$$Q_{\text{abs}_n} =$$

4.675·10 ⁵	W
4.61·10 ⁵	
4.602·10 ⁵	
4.477·10 ⁵	
4.576·10 ⁵	



$$\Delta T_{1n} := T_{Eagua.h_n} - T_{Sagua_n}$$

$$\Delta T_{2n} := T_{Sagua.h_n} - T_{Eagua_n}$$

$$\Delta T_{1n} =$$

93.6
94.44
94.06
95.3
94.54

K

$$\Delta T_{2n} =$$

93.98
94.48
93.64
91.6
95.14

K

$$\Delta T_{ml_n} := \frac{\Delta T_{1n} - \Delta T_{2n}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{1n}}{\Delta T_{2n}}\right)}$$

$$\Delta T_{ml_n} =$$

93.79
94.46
93.85
93.438
94.84

K

$$Rf_n := \frac{T_{Eagua.h_n} - T_{Sagua.h_n}}{T_{Sagua_n} - T_{Eagua_n}}$$

$$Pf_n := \frac{T_{Sagua_n} - T_{Eagua_n}}{T_{Eagua.h_n} - T_{Eagua_n}}$$

$$Rf_n =$$

0.983
0.998
1.02
1.177
0.972

$$Pf_n =$$

0.189
0.185
0.186
0.18
0.184

$$As_n := \frac{Q_{abs_n}}{U \cdot \Delta T_{ml_n}}$$

$$As_n =$$

37.354
36.578
36.747
35.911
36.16

m²

$$A_{real} = 28.4 \text{ m}^2$$

$$Q_{abs_n} =$$

4.675 · 10 ⁴
4.61 · 10 ⁴
4.602 · 10 ⁴
4.477 · 10 ⁴
4.576 · 10 ⁴

$$\xi_n := |A_{real} - As_n|$$

$$\xi_n =$$

8.954
8.178
8.347
7.511
7.76

m²



Método de NTU

$$C_h := C_{p_{\text{agua,h}}} \cdot m_{\text{agua,h}}$$

$$C_h = 1.353 \times 10^4 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

$$Q_{\max_n} := C_h \cdot (T_{\text{Eagua,h}_n} - T_{\text{Eagua}_n})$$

$$Q_{\max_n} =$$

1.562·10 ⁶	W
1.569·10 ⁶	
1.563·10 ⁶	
1.572·10 ⁶	
1.568·10 ⁶	

$$E_n := \frac{Q_{\text{abs}_n}}{Q_{\max_n}}$$

$$E_n =$$

0.299
0.294
0.294
0.285
0.292

$$C_c := C_{p_{\text{agua}}} \cdot m_{\text{agua}}$$

$$C_c = 2.146 \times 10^4 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

$$C_{\min} := C_h$$

$$\frac{C_h}{C_c} = 0.631$$

$$\text{NTU} := 0.4$$

$$A_{\text{NTU}} := \frac{\text{NTU} \cdot C_{\min}}{U}$$

$$A_{\text{NTU}} = 40.575 \text{ m}^2$$



$$n := 0, 1.. 4$$

Carracterísticas de intercambiador de calor

Número de tubos

$$N_p := 94$$

área de intercambio térmico

$$A_{\text{real}} := 90\text{m}^2$$

Tipo de material

AISI -310

Díámetro interior y exterior de los Tubos

$$D := 0.024\text{m}$$

$$d := 0.022\text{m}$$

Conductividad térmica

$$k_{A_310} := 16.3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$$

$$\alpha := D - d$$

$$\alpha = 2 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Propiedades de las sustancias de trabajo

propiedades del agua

densidad

$$\rho_{\text{agua}} := 994 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

calor específico

$$C_{p\text{agua}} := 4278 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

viscosidad dinámica

$$\mu_{\text{agua}} := 200 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

conductividad térmica

$$k_{\text{agua}} := 688 \cdot 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$$

flujo másico

$$m_{\text{agua}} := \rho_{\text{agua}} \cdot 45 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$m_{\text{agua}} = 12.425 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

propiedades del azufre

densidad

$$\rho_s := 1.96 \cdot 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

calor específico

$$C_{p_s} := 4178 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

viscosidad dinámica

$$\mu_s := 157 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

conductividad térmica

$$k_s := 680 \cdot 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$$



flujo másico

$$m_s := 183 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \cdot \rho_s$$

$$m_s = 99.633 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Cálculo de la transferencia de calor

Reynolds del agua

$$Re_{\text{agua}} := \frac{4 \cdot m_{\text{agua}}}{\pi \cdot D \cdot \mu_{\text{agua}}}$$

$$Re_{\text{agua}} = 3.296 \times 10^6$$

$$Pr_{\text{agua}} := \frac{\mu_{\text{agua}} \cdot Cp_{\text{agua}}}{k_{\text{agua}}}$$

$$Pr_{\text{agua}} = 1.244$$

Reynolds del azufre

$$Re_S := \frac{4 \cdot m_s}{\pi \cdot d \cdot \mu_s}$$

$$Re_S = 3.673 \times 10^7$$

$$Pr_S := \frac{\mu_s \cdot Cp_s}{k_s}$$

$$Pr_S = 0.965$$

Convección por el interior

$$Nu_S := 0.023 \cdot Re_{\text{agua}}^{0.8} \cdot Pr_{\text{agua}}^{0.4}$$

$$Nu_S = 4.111 \times 10^3$$

Convección por el exterior

$$Nu_{\text{agua}} := Cn \cdot Re_S^m \cdot Pr_S^{\frac{1}{3}}$$

$$Cn := 0.027$$

$$m := 0.805$$

$$Nu_{\text{agua}} = 3.281 \times 10^4$$



Coef. transferencia de calor del agua

$$h_{\text{agua}} := \frac{k_{\text{agua}} \cdot Nu_{\text{agua}}}{D}$$

$$h_{\text{agua}} = 9.405 \times 10^5 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Coef. transferencia de calor del azufre

$$h_S := \frac{k_S \cdot Nu_S}{d}$$

$$h_S = 1.271 \times 10^5 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Coeficiente global de transferencia de calor

$$U := \frac{1}{\frac{1}{h_{\text{agua}}} + \frac{1}{h_S} + \frac{\alpha}{k_{A_310}} + 0.007 \cdot \frac{\text{s}^3 \cdot \text{K}}{\text{kg}}}$$

$$U = 140.22 \frac{\text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

Temperatura del agua

$$T_{E\text{agua}_n} := \quad T_{S\text{agua}_n} :=$$

399.05K
400.55K
400.75K
400.95K
400.45K

420.45K
421.15K
421.35K
421.35K
421.05K

Temperatura del azufre

$$T_{E\text{as}_n} := \quad T_{S\text{as}_n} :=$$

737.75K
734.05K
734.05K
734.95K
734.65K

407.65K
408.75K
408.75K
408.35K
409.25K



$$Q_{abs_n} := m_{agua} \cdot C_{p_{agua}} \cdot (T_{Sagua_n} - T_{Eagua_n})$$

$$Q_{abs_n} =$$

1.137·10 ⁶	W
1.095·10 ⁶	
1.095·10 ⁶	
1.084·10 ⁶	
1.095·10 ⁶	

$$\Delta T_{1_n} := T_{Eas_n} - T_{Sagua_n}$$

$$\Delta T_{2_n} := T_{Sas_n} - T_{Eagua_n}$$

$$\Delta T_{1_n} =$$

317.3	K
312.9	
312.7	
313.6	
313.6	

$$\Delta T_{2_n} =$$

8.6	K
8.2	
8	
7.4	
8.8	

$$\Delta T_{ml_n} := \frac{\Delta T_{1_n} - \Delta T_{2_n}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{1_n}}{\Delta T_{2_n}}\right)}$$

$$\Delta T_{ml_n} =$$

85.558	K
83.669	
83.12	
81.727	
85.298	

$$As_n := \frac{Q_{abs_n}}{U \cdot \Delta T_{ml_n}}$$

$$As_n =$$

94.816	m ²
93.332	
93.949	
94.622	
91.549	

$$\xi_n := |A_{real} - As_n| \quad A_{real} = 90 \text{ m}^2$$

$$\xi_n =$$

4.816	m ²
3.332	
3.949	
4.622	
1.549	



Método de NTU

$$C_h := C_{p_s} \cdot m_s$$

$$C_h = 4.163 \times 10^5 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

$$Q_{\max_n} := C_c \cdot (T_{Eas_n} - T_{Eagua_n})$$

$$Q_{\max_n} =$$

1.8·10 ⁷
1.773·10 ⁷
1.772·10 ⁷
1.775·10 ⁷
1.776·10 ⁷

 W

$$E_n := \frac{Q_{\text{abs}_n}}{Q_{\max_n}}$$

$$E_n =$$

0.063
0.062
0.062
0.061
0.062

$$C_c := C_{p_{\text{agua}}} \cdot m_{\text{agua}}$$

$$C_c = 5.315 \times 10^4 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{kg}}{\text{K} \cdot \text{s}^3}$$

$$C_{\min} := C_c$$

$$\frac{C_c}{C_h} = 0.128$$

$$\text{NTU} := 0.25$$

$$A_{\text{NTU}} := \frac{\text{NTU} \cdot C_{\min}}{U}$$

$$A_{\text{NTU}} = 94.769 \text{ m}^2$$