

Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

Facultad de Ingenierías

Departamento de Química e Ingeniería Química



**Diseño riguroso de los principales equipos del proceso de
separación del sulfuro de hidrógeno contenido en el gas
natural**

**Trabajo de diploma presentado como requisito parcial para optar por el título de
Ingeniero Químico**

Autor: Tomás Arturo Valdés López

Tutor: Ing. Yoney López Hervis, Dr.C.

Matanzas, 2014

Nota de Aceptación:

Firma

Presidente del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Declaración de Autoridad:

Yo, Tomás Arturo Valdés López, declaro que soy el único autor de este trabajo que comprende la tesis en opción al título de Ingeniero Químico, por lo que autorizo a la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos” que haga uso de la misma con la finalidad que estime pertinente.

Tomás Arturo Valdés López

Autor.

Dedicatoria

Este trabajo está dedicado especialmente a mi madre, María Teresa López Rodríguez, la verdadera arquitecta de todo lo que soy. Sabes que mis palabras a veces me traicionan, pero cuando escribo siento como si mi corazón y mi mente flotaran en el espacio. Siempre fuiste la única persona que me dio aliento cuando me faltaban fuerzas para continuar mis estudios cuando aún no empezaba el preuniversitario. Eres una persona con una determinación y un coraje inigualable. Siempre viste mucho más futuro en mí que yo mismo inclusive. Toda esa confianza, te la devuelvo hoy, 8 años después de aquella conversación determinante sobre mi futuro profesional. GRACIAS, MAMÁ.

Agradecimientos

Dice un viejo dicho que cuando un hombre se propone un objetivo, el mundo se aparta para darle paso. Desde que decidí a continuar mis estudios preuniversitarios, nunca tuve en cuenta las opiniones absurdas de mis detractores, de mis enemigos, porque siempre existieron amigos que me dieron el consejo adecuado en el momento preciso cuando me faltaba confianza en mí mismo. Durante estos cinco largos años, hubo un grupo de personas realmente importantes para mí, a las cuales siempre les estaré agradecido. A todos ellos, acepten estas líneas y la gratitud de alguien que siempre los recordará:

- A mi mamá, María Teresa, la gran inspiración en mi vida. Tus consejos, tus regaños, tu determinación, tu carácter y tu confianza en mí fue lo que me ayudó a ser todo lo que soy. Nunca será suficiente el agradecimiento por enseñarme y educarme con la fuerza necesaria. Por hacer la corrección en el momento justo y por amarme por encima de todo, GRACIAS.
- A mi abuelita, Esperanza, que siempre estuvo aconsejándome por el buen camino, y que con su carácter tranquilo me ayudó en todo y estuvo de aliada en todas mis batallas.
- A mi tutor, Yoney, que después de mí es la persona que mejor trabaja bajo presión. Gracias por todo tu apoyo en este tiempo. Me demostraste que siempre fuiste la elección correcta desde que te pedí que me ayudaras a graduarme.
- Al claustro de profesores de la facultad, en especial a Lourdita, Ena, Milagros, Josefina, Daimarys, Damaris, Yoney, Agustín, Mayito, Orozco, Ariel, Marcelo, Santiago y en su momento al profesor Carlitos, que siempre de una forma u otra me demostraron que aparte de consumados profesionales son, por encima de todo, humanos. Gracias por formarme como ingeniero. Mis respeto hacia todos.
- A mi novia, Heiny, y a su familia, que aparecieron en mi vida en el momento oportuno, cuando no veía la luz al final del camino. En apenas siete meses se han convertido en una parte inseparable de mí. Con su exigencia y su amor incondicional me inculcaron una cualidad que había olvidado: la responsabilidad. Gracias por todo su apoyo. Sin su ayuda, todavía estaría perdido.

- A mis amigos del cuarto (Ellos saben quiénes son), que los coloqué de últimos intencionalmente. SEÑORES, más que compañeros de estudio, fueron mis hermanos en todos estos años, que por encima de todo se comportaron como si fueran mi familia en las buenas y en las malas. Espero que no cambien nunca, las puertas de mi casa siempre estarán abiertas para ustedes. No se “destiñan”, es lo mínimo que espero de ustedes. Todo en el mundo llega y se va en un momento determinado en la vida, todos menos LOS AMIGOS. Los verdaderos llegan para quedarse. Nunca los olvidaré. Aunque cambien, yo seguiré siendo el mismo Tomás que ustedes llamaron “amigo” en la universidad.
- A todos los que han contribuido de una forma u otra en la realización de este trabajo.

MUCHÍSIMAS GRACIAS A TODOS

Resumen

Actualmente se están presentando problemas medioambientales cada vez mayores debido a la extracción del petróleo, de ahí la necesidad de disminuir los gases contaminantes que se encuentran relacionados con el gas que acompaña el petróleo. El objetivo de este trabajo es el diseño riguroso de los equipos principales del proceso para separar el sulfuro de hidrógeno del gas acompañante del petróleo y así poder disminuir esta afectación dándole un tratamiento adecuado. Se diseña una columna de absorción, para la reducción del sulfuro de hidrógeno hasta 99 % de remoción, una columna de destilación para recuperar el disolvente utilizado en la absorción y además separar el sulfuro de hidrógeno extraído del absorbedor. Se diseñaron dos intercambiadores de calor, que tienen la función de calentar o enfriar las sustancias en cuestión a una temperatura determinada, para que pueda ser tratada por los equipos de transferencia de masa. Se tomó para el caso de estudio, una demanda de 581 520 Nm³/día de gas acompañante del petróleo como flujo a tratar, con una fracción molar de concentración de 0,0172 de sulfuro de hidrógeno. Se utiliza como disolvente la dietanolamina (DEA), porque se demostró en la bibliografía que presenta una mayor capacidad de remoción para altas presiones y es selectiva frente al contaminante. En este proceso se determinó el costo de instalación de los equipos por el software CAPCOST 2008, obteniéndose un costo de operación total de \$ 544 741 y una inversión de \$ 1 044 908.

Abstract

Nodaway, environmental problems has been increasing because the emission of greenhouse gasses in combustion or extraction and processing fossil fuel like natural gas. The aim of this investigation is to design the mains equipment of the chemical processes to remove the 99% of the hydrogen sulfide contained in the natural gas. Both the absorption and distillation column for the removing of hydrogen sulfide and regenerate the DEA used as solvent, respectively. Also the heat exchangers needed for this process were design. Furthermore, the fixed capital investment and the cost of manufacturing were determined, giving \$ 1 044 908 and \$ 544 741, respectively.

Tabla de contenido

Introducción	1
Capítulo 1: Análisis bibliográfico	3
1.1. El gas natural. Actualidad y visión estratégica	3
1.1.1. Obtención y composición.....	4
1.1.2. Aplicaciones del gas natural.....	5
1.1.3. Impacto ambiental.....	6
1.2. Métodos de depuración	7
1.2.1. Remoción de gases ácidos.....	10
1.2.2. Selección de aminas para tratar gases ácidos	10
1.3. Métodos de diseño de los equipos principales	13
1.3.1. Diseño de separadores.....	13
1.3.2. Torres de platos. Características constructivas y de operación	15
1.3.3. Columnas con rellenos. Características constructivas y de operación	16
1.3.4. Procesos de destilación	18
1.3.5. Equipos de transferencia de calor. Transferencia de calor. Generalidades	19
1.4. Fundamentos de simulación de procesos	21
1.4.1. <i>Softwares</i> más usados.....	24
1.5. Conclusiones parciales	24
Capítulo 2: Materiales y métodos	26
2.1. Descripción del caso estudio.....	26
2.1. Obtención del modelo de simulación.....	27
2.2. Validación del modelo de simulación.....	28
2.3. Análisis de sensibilidad del modelo de simulación.....	29
2.4. Diseño riguroso de los equipos principales.....	29
2.4.1. Área de Transferencia de Calor.....	31
2.4.2. Coeficiente Global de Transferencia de Calor	33
2.4.3. Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas (LMTD).....	36
2.4.4. Selección del modelo de transferencia de calor	37
2.4.5. Normativa TEMA	40
2.5. Metodología para la estimación del costo de operación de un nuevo proceso.....	41

2.6. Conclusiones parciales	43
Capítulo 3: Análisis de resultados.....	44
3.1. Validación del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo a través del ajuste del caso base	44
3.2. Análisis de sensibilidad del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.....	44
3.3. Obtención de los principales parámetros de operación y diseño de los principales equipos	47
3.3.1. Intercambiador de calor de la torre regeneradora de aminas (E-100)	48
3.3.2. Enfriador de amina regenerada (E-101)	50
3.3.3. Separador de agua libre (V-100)	51
3.3.4. Separador de amina (Flash TK)	51
3.3.5. Columna de absorción con aminas (DEA Contactor)	52
3.3.6. Columna regeneradora de aminas (Regenerator)	53
3.4. Evaluación técnico – económica estimada de las diferentes alternativas propuestas para el tratamiento de gas acompañante del petróleo	56
3.4.1. Selección de los materiales de construcción de los equipos empleados en la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo	56
3.4.2. Costos de adquisición de los principales equipos de cada alternativa	57
3.4.3. Costos de operación de las dos alternativas de plantas industriales de tratamiento de gas acompañante del petróleo.....	59
3.5. Conclusiones parciales.....	61
Conclusiones	62
Recomendaciones.....	63
Bibliografía	64
Anexos	67

Introducción

A pesar de la búsqueda de nuevas fuentes de energía, en la actualidad, gran parte de la producción de energía eléctrica se basa en los combustibles fósiles, que podemos llamar convencionales, y se han investigado vías para mejorar la eficiencia de estos sistemas.

Hoy en día, los sistemas que son más eficientes y pueden utilizar combustible alternativo han permitido mantener los niveles de generación de electricidad ante el alza de los precios y la incertidumbre del suplemento de combustible.

El petróleo crudo después de ser extraído es conducido hasta baterías o estaciones colectoras, donde se cumplen funciones de separación de los diferentes fluidos. Producto de esta separación uno de los flujos que se obtiene es el gas acompañante del petróleo, el cual antiguamente era expulsado a la atmósfera por lo que aumentaba la contaminación ambiental ya que en su composición se encuentran compuestos como el azufre, el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono que son contaminantes y tóxicos.

El gas se utiliza mayormente como combustible o como materia prima en la industria petroquímica, por lo que es necesario eliminar los compuestos tóxicos de su composición, ya que pueden generar un ambiente tóxico y corrosivo por presencia de estos compuestos, además provocan una disminución considerable del poder calorífico del gas.

En Cuba, tras la crisis de los 90's, debido a la desaparición de la URSS y el Comité de Ayuda Mutua Económica (CAME), las importaciones de combustibles desde este bloque económico al país se vieron sensiblemente afectadas, reflejándose esencialmente en la producción de electricidad. Esto trajo como consecuencia que se comenzaran a estudiar y utilizar inmediatamente otras fuentes de generación de energía. Este es el caso de las conocidas como energías renovables: la energía solar, la energía eólica, la energía hidráulica, entre otras. De las cuales, la más empleada es la energía solar.

El estudio del empleo de otros combustibles derivó en la implantación en nuestro país de algunos cambios en las centrales termoeléctricas que permitieran obtener electricidad a partir del petróleo crudo nacional, el cual contiene un elevado por ciento de azufre y derivados. Paralelamente a esto, se comienza a manejar la idea de producir electricidad a partir del gas acompañante del petróleo (gas natural) – gran parte se emitía a la atmósfera – aprovechándose muy poco para el consumo como combustible doméstico. Debido a esto, se comienzan a emplear, en colaboración con la compañía canadiense SHERRITT S.A., tecnologías capaces

de emplear el gas natural para la producción de electricidad desde el mismo principio de los 90s (López, 2007).

Actualmente se cuenta con tres plantas de este tipo, una ubicada en la provincia de Matanzas, municipio de Varadero y las otras en la provincia de La Habana. De ellas la planta de Varadero cuenta de tres unidades de procesos, la primera es la purificación del gas, la segunda la planta de generación de energía y la tercera la planta de azufre, donde ya se han realizado estudios de la segunda etapa (López, 2007; Díaz, 2007; Montes de Oca, 2007).

Las plantas de tratamiento de gas acompañante del petróleo cuenta con varias operaciones unitarias, una de ellas es la separación ya que el flujo de gas que se alimenta a la planta (denominado en la industria como gas sucio), es necesario separarle de su composición el agua y algunos hidrocarburo para por condicionarlo antes de entrar en la etapa de purificación. Según GPSA (1998) otra de las operaciones que se llevan a cabo es la transferencia de masa, específicamente la absorción de sulfuro de hidrógeno con una solución de amina (denominada en la industria como amina pobre), una vez acabada esta operación se somete la solución de amina (denominada en la industria como amina rica) a regenerarse en una columna de destilación, ambas operaciones ocurren en torres de platos (Alfonso, 2009).

Lo antes expuesto permite plantear el siguiente **Problema:**

¿Cómo lograr en un proceso de tratamiento de gas natural del petróleo disminuir las emisiones de gases contaminantes a la atmósfera e incrementar la producción de gas dulce?

Para solucionar el problema propuesto, se plantea la siguiente **Hipótesis:**

Si se diseña un proceso de tratamiento de gas natural para recuperar el sulfuro de hidrógeno, se podrá valorar la mejor variante de operación para este propósito.

Objetivo general

Diseñar el proceso de tratamiento de gas natural para recuperar el sulfuro de hidrógeno.

Objetivos específicos

1. Simular el proceso de tratamiento de gas natural del petróleo.
2. Diseñar los equipos principales del proceso.
3. Determinar las condiciones de operación que garanticen la menor emisión de gas ácido a la atmósfera y mayor producción de gas dulce.
4. Determinar los costos de adquisición de los equipos utilizados, el capital fijo invertido y el costo de operación del proceso caso de estudio.

Capítulo 1: Análisis bibliográfico

1.1. El gas natural. Actualidad y visión estratégica

El gas natural es un subcategoría del petróleo, ocurre naturalmente y presenta una mezcla compleja de hidrocarburos, con una cantidad menor de compuestos inorgánicos. El gas natural es el combustible fósil con más rápido crecimiento en el mundo, con un consumo promedio que aumenta a una proporción media de 1,6 % anual desde el 2008 hasta el 2035 (Boyun, G. y Ghalambor, A. 2005).

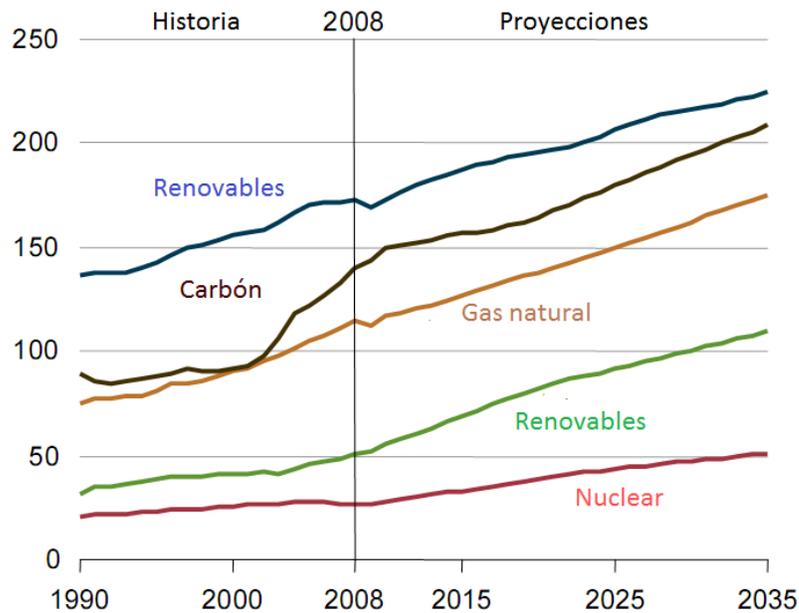


Figura 1.1: Consumo mundial de energía por combustibles de 1990 – 2035 (10^{15} BTU).

Fuente: Conti, J. y Holtberg, P, (2011).

El gas natural continúa siendo el combustible por excelencia en muchas regiones del mundo en la generación eléctrica y los sectores industriales, en parte debido a su baja intensidad del carbono comparada con carbón y petróleo. Es una fuente de combustible atractiva en los países donde los gobiernos están llevando a cabo políticas para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, y también debido a su precio respecto al del petróleo. Además, es un combustible alternativo para las nuevas plantas de generación de energía debido a los bajos costos y las altas eficiencias térmicas. El consumo mundial total de gas natural para uso industrial aumentará en un promedio de 1,6 % por año hasta el 2035, y el consumo en el sector eléctrico lo hará en un 2,0 % anual. Los sectores industriales y de energía eléctrica consumirán juntos el 87 % del consumo de gas natural en el futuro cercano.

El aumento en el consumo de gas natural es particularmente fuerte en países que no pertenecen a la Organización para la Cooperación Económica y Desarrollo (OECD por sus siglas en inglés), donde el crecimiento económico lleva a un aumento en la demanda por encima del periodo proyectado (de 2008 a 2035). El consumo en dichos países crece como promedio un 2,2 % por año, casi tres veces tan rápido como la proporción de crecimiento anual proyectada para la demanda de gas natural en los países que pertenecen a la OCDE (0,8 % del gas natural) (Conti, J. y Holtberg, P, 2011).

1.1.1. Obtención y composición

Obtención

El gas natural es una mezcla de gases que se encuentra frecuentemente en yacimientos fósiles, no-asociado, disuelto o asociado con petróleo o en depósitos de carbón. El gas natural que se obtiene puede ser procesado para su uso comercial o doméstico. Algunos de los gases que forman parte del gas natural extraído se separan de la mezcla porque no tienen capacidades energéticas altas, tales como el nitrógeno o dióxido de carbono (Colegio Carmen Arriola de Morin, 2002).

Las corrientes de gas natural poseen impurezas o contaminantes como nitrógeno, $N_{2(g)}$, dióxido de carbono, $CO_{2(g)}$, sulfuro de hidrógeno, $H_{2S(g)}$ y agua, $H_2O_{(l)}$. El nitrógeno es un gas inerte que solo afecta el poder calorífico del gas y también, lógicamente, el costo de transporte, mientras que el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno forman ácidos o soluciones ácidas en presencia del agua contenida en el gas, de ahí la necesidad de separar estos componentes para que no afecten el posible uso del gas natural (Baker, 2010).

Composición

La composición del gas acompañante del petróleo varía en función del yacimiento del que se extrae. De manera general se conoce que está compuesto principalmente por metano en cantidades que comúnmente pueden estar entre 91 y 95 % y suele contener otros gases como nitrógeno, etano, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, butano, propano, y trazas de hidrocarburos más pesados. En la siguiente tabla se muestra la composición promedio del gas acompañante del petróleo según Hernaez (2009).

Tabla 1.1: Composición del gas acompañante del petróleo

Componentes	Fórmula química	Rango (en %)
Metano	CH ₄	91-95
Etano	C ₂ H ₆	2-6
Dióxido de carbono	CO ₂	0-2
Propano	C ₃ H ₈	0-2
Nitrógeno	N ₂	0-1
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	0-1

Fuente: Alfonso, 2009

1.1.2. Aplicaciones del gas natural

El gas natural se utiliza generalmente como combustible y como materia prima. El empleo como combustible se justifica por su gran poder calorífico, por ser su combustión fácilmente regulable, por ser limpia y producir escasa contaminación.

Usos del gas natural como materia prima

El empleo como materia prima es adecuado para la fabricación de amoníaco, producto base de toda la industria de abonos nitrogenados y también del metanol que se utiliza en la fabricación de plásticos y proteínas sintéticas. A partir del gas natural se obtienen materias primas base en la industria petroquímica (etileno, butadieno y propileno) (Pino, 2010).

Es también utilizado como materia prima en la industria petroquímica y para la producción de amoníaco y urea en la industria del fertilizante. Constituyen la materia base en procesos fundamentales de la petroquímica, tan importantes como, por ejemplo, la producción de hidrógeno, de metanol, de amoníaco, de acetileno, de ácido cianhídrico, etc. Todos estos fabricados se consideran punto de partida para la obtención de una amplia gama de productos comerciales (Mokhatab, *et al.* 2006).

Usos del gas natural como combustible

El gas natural se ha convertido en el combustible más económico para la generación de electricidad, ofrece las mejores oportunidades en términos de economía, aumento de rendimiento y reducción del impacto ambiental. Estas ventajas pueden conseguirse tanto en las grandes centrales termoeléctricas, como en las pequeñas (Younger, *et al.* 2004).

En el sector comercial se utiliza como combustible en restaurantes, panaderías, lavanderías, hospitales y demás usuarios colectivos para cocción de alimentos, servicio de agua caliente, y

calefacción. En el sector doméstico se utiliza en los hogares, para la cocina, servicio de agua caliente y calefacción (Haring, 2008).

El gas natural reemplaza ventajosamente a otros combustibles. Ideal para procesos industriales, como la industria de la cerámica, del cemento y la fabricación de vidrio. En la fabricación del acero puede ser usado como reductor siderúrgico en lugar del coque (Hierro esponja) (Mokhatab, *et al.* 2006).

1.1.3. Impacto ambiental

El gas natural es un producto de la industria del petróleo crudo. Todos los combustibles fósiles (carbón, petróleo y gas natural) liberan contaminantes a la atmósfera cuando se queman para proveer energía. Sin embargo el gas natural (GN) es el más amigable ambientalmente de los combustibles fósiles.

El gas natural representa alrededor del 25 % de la energía consumida en los Estados Unidos con proyección a incrementarse al 27 % en el 2020. Este incremento se debe a que las emisiones de gases de efecto invernadero a partir del gas natural es menor que las emisiones a partir de otros combustibles fósiles, por lo que es una fuente de energía extremadamente importante para reducir la contaminación (Speight, 2009).

En la tabla 1.2 se presentan las emisiones de diferentes compuestos a partir del gas natural, petróleo y carbón:

Tabla 1.2 Niveles de emisiones, kg/2,32 GJ de energía.

Contaminantes	Gas natural	Petróleo	Carbón
Dióxido de carbono	117000	164000	208000
Monóxido de carbono	40	33	208
Monóxido de nitrógeno	92	448	457
Dióxido de azufre	1	1122	2591
Partículas	7	84	2744
Mercurio	0	0.007	0.016

Fuente: Pino, 2010.

Como se observa en la tabla anterior, el gas natural libera al quemarse menos cantidad de contaminantes que el petróleo y el carbón, especialmente dióxido de carbono y de azufre.

Entre los problemas que se pueden tener por la presencia de sulfuro de hidrógeno, $H_2S_{(g)}$, y dióxido de carbono, $CO_{2(g)}$, en un gas se pueden mencionar:

- Toxicidad del sulfuro de hidrógeno.
- Corrosión por presencia de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono.
- En la combustión se puede formar dióxido de azufre, $\text{SO}_{2(g)}$, que es también altamente tóxico y corrosivo.
- Disminución del poder calorífico del gas.
- Promoción de la formación de hidratos.
- Cuando el gas se va a someter a procesos criogénicos es necesario eliminar el dióxido de carbono ($\text{CO}_{2(g)}$) porque de lo contrario se solidifica (Pino, 2010)

El sulfuro de hidrógeno, $\text{H}_2\text{S}_{(g)}$, es un gas incoloro y extremadamente tóxico. Tiene un olor muy desagradable similar al de huevos podridos, pero solo en bajas concentraciones, pues por encima de las 100 ppm (0,01-0,10%) el gas elimina el sentido del olfato rápidamente. Es más pesado que el aire, por lo que tiende a acumularse en zonas bajas, lo que aumenta su peligrosidad. Es un gas combustible en concentraciones de 4 a 45 % en volumen de aire. El sulfuro de hidrógeno gaseoso en el aire, en pequeñas cantidades, es suficiente para provocar inconsciencia, conjuntivitis, dolor de cabeza y deficiencias respiratorias; es también un gas corrosivo que ataca a las tuberías, a los componentes constructivos y a los materiales ferrosos. Estas sustancias son indeseables y deben eliminarse del gas natural antes de su comercialización, por la creciente preocupación por el medio ambiente y la consiguiente legislación (NC 39:99) que, en la actualidad, exige una concentración de 5 ppm de sulfuro de hidrógeno (Pino, 2010).

1.2. Métodos de depuración

Los gases naturales producidos de los pozos son mezclas complejas normalmente de cientos de compuestos diferentes. El flujo de gas es turbulento, donde constantemente la mezcla de gases e hidrocarburos líquidos se expande, y se encuentra junto con el vapor de agua, agua libre y algunos sólidos. La corriente debe procesarse lo más pronto posible después de traerlo a la superficie. El proceso consiste en cuatro métodos básicos: (1) separando el gas de los líquidos libres como el crudo, el condensado de hidrocarburos, agua y los sólidos suspendidos; (2) procesando el gas para quitar los gases condensables y los vapores de hidrocarburos recuperables; (3) procesando el gas para extraerle el vapor de agua condensado; y (4)

procesando el gas para quitar otros compuestos indeseables, como sulfuro de hidrógeno o dióxido de carbono (Boyun, G. y Ghalambor, A. 2005).

- **Características generales de la absorción gaseosa**

Se llama absorción gaseosa a la operación mediante la cual se absorben los gases o vapores de sus mezclas por absorbedores líquidos. Esta operación resulta de gran importancia en la depuración de gases, de ahí que sea una de las vías más utilizadas para disminuir la contaminación ambiental (Geankoplis, 2003).

Esta operación requiere de la existencia del proceso de transferencia de masa desde la fase gaseosa a la líquida. Cuando el proceso ocurre en el sentido contrario, es decir desde el líquido al gas, la operación se conoce como desplazamiento o desorción, pero es necesario tener presente que los principios básicos son, en esencia, los mismos para ambos procesos (Pino, 2010; Geankoplis, 2003).

Existen una serie de equipos que se han diseñado con el fin de realizar estas operaciones unitarias, en los que para conseguir una máxima eficiencia se debe buscar la máxima superficie de contacto entre el gas y el líquido. Los equipos existentes más usados son las columnas de platos y las columnas de relleno (Huttenhuis, 2009).

- **Tipos de Absorción**

La absorción puede ser física o química. Si la separación es por disolución, es absorción física y si el compuesto que se quiere eliminar reacciona con el disolvente seleccionado es absorción química. Cabe mencionar que algunos procesos combinan los dos procesos para mejorar alguna característica como la selectividad y el grado de absorción que el proceso puede tratar.

En la industria de depuración de gases acompañantes del petróleo para la eliminación de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono se utilizan esquemas de procesos que contemplan la absorción química, la absorción física o una combinación de ellas (Pino, 2010).

- **Absorción física**

Una ventaja de los procesos de absorción física es la selectividad, dado que el sulfuro de hidrógeno, $H_2S_{(g)}$, es mucho más soluble que el dióxido de carbono, $CO_{2(g)}$, por lo que puede ser eliminado selectivamente de un gas que los contenga a ambos. Otra ventaja de la absorción física es su habilidad para eliminar trazas de otros compuestos no deseados, tales como

hidrocarburos de alto peso molecular, el cianuro de hidrógeno ($\text{HCN}_{(g)}$), y compuestos orgánicos sulfurados, sin la formación de productos de reacción no deseados. Por otro lado, dado que no existe reacción química entre el solvente y el soluto, se necesita un menor consumo de energía para desorber los gases ácidos.

La desventaja es que el proceso de absorción física puede complicarse debido a la presencia de absorción selectiva en etapas, desorción en varias etapas y los reciclos. Por otro lado, todos los gases presentan cierta solubilidad, por lo que siempre se producen pérdidas de los gases producto, por lo que la desorción como se había mencionado anteriormente se realiza por etapas, reciclándose las primeras al absorbedor. La elección del proceso depende también de la presencia de otras impurezas en el gas (Bedell, *et al.* 2007; Huttenhuis, *et al.* 2007).

Según Nagpal (2010), algunos de los procesos de absorción física más conocidos en la industria de depuración de gases acompañantes del petróleo, se muestran en la tabla 1.3.

Tabla 1.3: Principales procesos de absorción física.

PROCESO	DISOLVENTE
Estasolvan (Friedrich Uhde GmbH)	n-tributil-fosfato
Fluor Solvent (Fluor Corp.)	Carbonato de propileno
Purisol (Lurgi M.)	n-metil-2-pirrolidina
Rectisol (Linde AG.)	Metanol
Selexol (Norton Ch. P.)	Éter dimetílico de polietilenglicol
Sepasolv (BASF AG.)	Éteres metilisopropílicos de etilenglicol
Aminas	Metanolamina, Dietanolamina y metildietanolamina

Fuente: Pino, 2010.

Absorción química

Algunos de los procesos de absorción química más conocidos en la industria de depuración de gases acompañantes del petróleo, se muestran en la tabla 1.4:

Tabla 1.4: Principales procesos de absorción química utilizados en la depuración del gas acompañante del petróleo.

PROCESO	DISOLVENTE (en solución acuosa)
Con aminas	
Adip (Shell Dev. Co.)	Diisopropanolamina
<i>Amine Guard (Union Carbide)</i>	MEA + inhibidores de corrosión
DEA	Dietanolamina
MDEA	metildietanolamina
<i>Econamine (Fluor Corp.)</i>	Diglicolamina

Fuente: Pino, 2010.

Aunque las soluciones alcalinas tienen mayor afinidad por el sulfuro de hidrógeno ($H_2S_{(g)}$) que por el dióxido de carbono ($CO_{2(g)}$), la diferencia no es suficiente para que se puedan considerar separaciones selectivas de uno de ellos. Las aminas terciarias parece ser que exhiben una mayor selectividad para el sulfuro de hidrógeno ($H_2S_{(g)}$), lo que ha dado lugar a algún proceso empleado con este fin, incluso con la utilización de etapas para incrementar la separación (Bedell, 2010).

1.2.1. Remoción de gases ácidos

El sulfuro de hidrógeno ($H_2S_{(g)}$) y el dióxido de carbono ($CO_{2(g)}$) presentes en el gas natural son llamados gases ácidos debido a que forman ácidos o soluciones ácidas en presencia de agua. El $H_2S_{(g)}$ es un gas tóxico, venenoso que no puede ser tolerado en el uso doméstico. En presencia de agua es extremadamente corrosivo y provoca fallos en las válvulas, tuberías y tanques a presión. Además, puede causar envenenamiento catalítico en los depósitos de refinería y requiere medidas de precaución extensivas. La mayoría de las especificaciones para tuberías de gas limita de contenido de $H_2S_{(g)}$ de 0,25 g/2,83 m³ de gas (cerca de 4 ppm).

1.2.2. Selección de aminas para tratar gases ácidos

La selección del disolvente para llevar a cabo el tratamiento de gases ácidos, tales como el gas acompañante del petróleo, no es tarea fácil.

Existen un número de aminas disponibles para remover contaminantes tales como dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de corrientes de gases. Las aminas más comunes son: metanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y la metildietanolamina (MDEA) (Bryan Research and Engineering, 2009). La temperatura, la presión, la composición del gas ácido y

los requerimientos de pureza tienen que considerarse cuando se va a escoger la amina apropiada para llevar el proceso de separación.

MEA

La amina primaria remueve dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno a partir del gas y es efectiva cuando se opera a bajas presiones. La disolución típica para esta amina debe contener de un 10 % a un 20 % en peso (Bryan Research and Engineering, 2009; Pino, 2010).

DEA

La amina secundaria, dietanolamina, remueve el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno, pero generalmente a presiones superiores que la metanolamina para satisfacer las mismas especificaciones. Debido a que la dietanolamina es más débil que la metanolamina se requiere para la separación en la etapa de regeneración de la amina menos energía. La disolución típica de esta amina debe contener de un 25% a un 35% en peso (Bryan Research and Engineering, 2009).

MDEA

La amina terciaria, metildietanolamina, se usa por su selectividad para remover sulfuro de hidrógeno especialmente para casos con alta relación de dióxido de carbono-sulfuro de hidrógeno en el gas. Uno de los beneficios de la absorción selectiva de sulfuro de hidrógeno es obtener una corriente rica en este componente para llevarlo al proceso Claus para la obtención de azufre. Las disoluciones típicas para esta amina deben contener entre un 40 % y un 50 % en peso (Bedell, 2010).

El uso de la MEA se prefiere por encima de la DEA o la MDEA porque es una base más fuerte y es más reactiva que estas. Además, tiene un menor peso molecular y requiere una menor circulación para mantener una relación molar amina/gas ácido determinada. La MEA también tiene una mayor estabilidad y puede ser fácilmente recuperada por destilación (Boyun, G. y Ghalambor, A. 2005).

El autor de este trabajo considera que la amina apropiada para la remoción de gases ácidos ($\text{CO}_{2(g)}$ y $\text{H}_2\text{S}_{(g)}$) en el proceso caso de estudio es la DEA porque se trabaja a altas presiones (67 atm). Además, a pesar que la MDEA es más apropiada cuando el gas ácido se lleva a un proceso Claus, se recomienda la utilización de DEA como solvente si se toma como criterio definitivo el costo de adquisición de este producto. En el anexo 1 se muestra el costo de

adquisición de las aminas más comunes para extraer el CO₂ y el H₂S. Aquí se evidencia que el costo de la MDEA es el doble de la DEA.

Endulzamiento con alcanolaminas. Reacciones principales

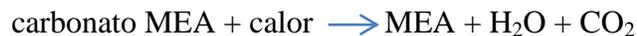
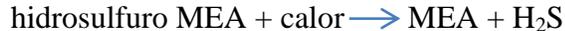
Las alcanolaminas comprenden la familia de compuestos orgánicos de la MEA, DEA y MDEA. Estos compuestos son empleados en la remoción de H₂S_(g) y CO_{2(g)} de otros gases y son adaptados particularmente para obtener gases residuales con bajo contenido de ácidos, los cuales pueden ser usados en el transporte por tuberías. El uso de las alcanolaminas es no selectivo y debe ser diseñado para la remoción total de gases ácidos, aun cuando no se requiera extraer todo el contenido de CO_{2(g)}.

Las reacciones típicas de gas ácido con MEA se clasifican en reacciones de absorción y reacciones de regeneración.

Las reacciones de absorción son:



Las reacciones de regeneración son:



Procesos con glicolamina

El proceso con glicolamina emplea una solución compuesta de un 10 % a 30 % de MEA, 45 % a 85 % de glicol y de 5 % a 25 % de agua para la remoción simultánea de vapor de agua, H₂S_(g) y CO_{2(g)} de la corriente gaseosa. La ventaja del proceso de la deshidratación combinada junto a la unidad de endulzamiento radica en el bajo costo de equipamiento que se requiere para la unidad de MEA estándar seguido por un deshidratador que separa la glicolamina y el glicol.

La principal desventaja del proceso con glicolamina está en el incremento de las pérdidas de MEA por vaporización debido a las altas temperaturas de regeneración, problemas de corrosión en la unidad de operación y las aplicaciones limitadas para lograr un bajo punto de rocío (Boyun, G. y Ghalambor, A. 2005).

1.3. Métodos de diseño de los equipos principales

En la ingeniería del gas natural normalmente no se realiza un diseño detallado de separadores, pero lleva a cabo la selección conveniente de separador para sus operaciones según los catálogos del fabricante.

1.3.1. Diseño de separadores

Los separadores deben diseñarse para realizar las funciones básicas siguientes:

- Causar una separación primaria de la mayoría de los hidrocarburos líquidos de la corriente de gas.
- Refinar la separación primaria para una posterior remoción de la mayoría del líquido que entra con el gas.
- Refinar la separación primaria para una posterior remoción de la mayoría del gas que entra con el líquido.
- Descargar el gas separado y líquido del vaso y asegurar que no ocurra recirculación de uno en el otro.

Capacidad del gas

Las ecuaciones empíricas siguientes son ampliamente usadas para determinar la capacidad de gas en los separadores de gas - petróleo:

$$v = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad (1)$$

$$q = Av \quad (2)$$

Donde:

A = Área total de la sección transversal del separador (m²)

v = velocidad superficial del gas basada en el Área de la sección transversal (m/s)

q = flujo de gas en condiciones de operación (m³/s)

L = densidad del líquido en condiciones de operación (lb_m/m³)

g = densidad del gas en condiciones de operación (lb_m/m³)

K = factor empírico

Tabla 1.6: Valores de K para diferentes tipos de separadores.

Tipo de separador	K	Recomendaciones
Separadores verticales	0,06 – 0,35	
Separadores horizontales	0,40 – 0,50	
Columnas con platos de casquetes de burbujeo	0,16	24 pulg de espaciado entre platos
Volume tray columns	0,18	24 pulg de espaciado entre platos

Fuente: (Boyun, G. y Ghalambor, A. 2005)

Sustituyendo la ecuación 2 en 1 y aplicando la ley de los gases reales resulta la ecuación 3:

$$q_{st} = \frac{2,4D^2 K p}{z(T+460)} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad (3)$$

Donde:

q_{st} = capacidad del gas en condiciones estándar ($10^6 \text{ m}^3/\text{d}$)

D = diámetro interno de la torre (m)

p = presión operación (Pa)

T = temperatura de operación ($^{\circ}\text{C}$)

z = factor de compresibilidad del gas

La ecuación (1) es empírica. La diferencia de altura en los separadores verticales y la diferencia de longitud en los separadores horizontales no es considerada. La experiencia indica que esa capacidad de gas adicional puede obtenerse aumentando la altura de los separadores verticales y longitud de los separadores horizontales (Boyun, G. y Ghalambor, A. 2005).

Capacidad del líquido

El tiempo de retención del líquido dentro del vaso determina la capacidad líquida de un separador. La separación adecuada requiere tiempo suficiente para obtener la condición de equilibrio entre el líquido y fase de gas a la temperatura y presión de separación. La capacidad del líquido en un separador relaciona al tiempo de la retención con el volumen del líquido:

$$q_L = \frac{1440V_L}{t} \quad (4)$$

Donde:

q_L = capacidad líquida (barriles/d)

V_L = volumen del líquido (barriles)

t = tiempo de retención (min)

Tabla 1.6: Tiempo de retención en varias condiciones de separación.

Condición de separación	T (°F)	t (min)
Separación del gas/petróleo		1
Separación del petróleo/gas/agua a altas presiones		2 a 5
Separación de petróleo/gas/agua a bajas presiones	>100	5 a 10
	90	10 a 15
	80	15 a 20
	70	20 a 25
	60	25 a 30

Fuente: (Boyun, G. y Ghalambor, A. 2005)

Se muestra que la temperatura tiene un impacto fuerte en las separaciones trifásicas a bajas presiones.

1.3.2. Torres de platos. Características constructivas y de operación

Las torres de platos son cilindros verticales fabricados de diferentes materiales, según las condiciones de corrosión, en el cual son montados un número determinado de platos circulares. En ambos lados de los platos se ubican conductos que permiten la entrada y salida del líquido de un plato a otro, denominados bajantes (Boizán, 1984; Walas, 1995; Henley, 2000).

El vapor o gas asciende a través de orificios en los platos (mediante diferentes dispositivos) burbujeando a través del líquido para formar una espuma, se separan de ésta y pasa al plato superior.

El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo cruzado de las dos fases. Aquí el gas y el líquido fluyen con pulsaciones, con el fin de que por una abertura dada pasen el gas y el líquido de modo intermitente.

Cada plato constituye una etapa, porque los fluidos se ponen en contacto íntimo, se produce la difusión interfacial y los fluidos se separan.

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio en una columna o torre depende de lo complicado de la separación que se va a llevar a cabo y solo está determinado por:

- El balance de masa
- Las consideraciones acerca del equilibrio.

La eficiencia del plato o etapa y; por tanto, el número de platos reales se determina por:

- El diseño mecánico utilizado.
- Las condiciones de operación.

Por otra parte, el diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y gas que fluyen a través de la torre por unidad de tiempo (Pino, 2010).

Tipos de platos

- Platos de cazoleta o casquetes de burbujeo

Emplea un mecanismo que consiste en una cazoleta invertida sobre un niple o chimenea a través de la cual asciende el vapor. En este tipo de plato, el gas asciende a través de las aberturas de las bandejas (elevadores de vapor) a los casquetes que coronan cada elevador. Cada casquete está ranurado con un cierto número de aberturas por las que el gas burbujea dentro del líquido (Treybal, 1999).

- Platos perforados

Este tipo de plato tiene perforaciones en su superficie para permitir el paso del vapor. Pueden utilizarse para líquidos con sólidos en suspensión. Para flujos de líquido y vapor intermedios, sus propiedades son muy semejantes a las de los platos de cazoleta. En la actualidad son los más utilizados (Petlyuk, 2004).

- Platos válvula

Puede considerarse un intermedio entre los platos de cazoleta y los perforados. Su construcción es parecida a los de cazoleta, pero no tienen conductos de subida ni ranuras. Es importante observar que con estas bandejas la amplitud de la abertura varía con el flujo de vapor, por lo que pueden utilizarse para un rango amplio de flujos (Pino, 2010).

1.3.3. Columnas con rellenos. Características constructivas y de operación

Las columnas de este tipo son utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas, tanto en el flujo a contracorriente como en paralelo. Son columnas verticales que se han llenado con empaques o dispositivos que poseen una superficie grande (Walas, 1995; Treybal, 1999; Henley, 2000).

Las columnas de relleno a contracorriente son equipos cilíndricos, que contienen en su interior un relleno cuyo objetivo es proporcionar el área de contacto entre gas y líquido. En el Anexo 2 se muestra una columna de relleno y los diferentes tipos de relleno (Treybal, 1999).

El empaque o relleno de la columna debe ofrecer las siguientes características:

1. Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas. La superficie del empaque por unidad de volumen de espacio empacado debe ser grande, pero no en el sentido microscópico.
2. Poseer las características deseables del flujo de fluidos. Esto generalmente significa que el volumen fraccionario vacío, o fracción de espacio vacío, en el lecho empacado debe ser grande. El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la columna, sin recargo o inundación; debe ser baja la caída de presión del gas.
3. Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
4. Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.
5. Tener bajo precio.

Los empaques se distribuyen o colocan de dos maneras principalmente, desordenados (aleatorios) y ordenados (regulares).

Empaques desordenados

Los empaques al azar son aquellos que simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer en forma aleatoria. En el pasado se utilizaron materiales fácilmente obtenibles; por ejemplo, piedras rotas, grava o pedazos de coque; aunque estos materiales resultan baratos, no son adecuados debido a la pequeña superficie y malas características con respecto al flujo de fluidos. Los tipos de rellenos más comunes se muestran en el Anexo 1 (Treybal, 1999).

Empaques ordenados

Los empaques regulares ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, generalmente a expensas de una instalación más costosa que la necesaria para los empaques aleatorios (Walas, 2010).

Partes que conforman las columnas de relleno.

1. Empaque o relleno
2. Cuerpo o coraza
3. Soportes del relleno
4. Eliminadores de arrastre
5. Distribuidores de líquido

6. Redistribuidores de líquido

7. Retenedores de empaques.

Para el diseño de una columna de relleno, debemos tener en cuenta conseguir el máximo, de transferencia del contaminante con el mínimo consumo de energía y tamaño de la columna. El cálculo principal en el diseño de la columna es la altura de relleno necesaria para conseguir la transferencia de contaminante al líquido deseado, en función del equilibrio que tenga entre gas y líquido. Aunque existen otros parámetros importantes, como son el diámetro de la columna, los caudales de gas residual y líquido, el tipo de relleno y la pérdida de presión (Wankat, 2008).

1.3.4. Procesos de destilación

La rectificación continua o fraccionamiento, es una operación de destilación a contracorriente en varias etapas. Por lo general, para una solución binaria, con algunas excepciones, es posible separarlas mediante este método para recuperar cada componente en el estado de pureza que se desee. Estos métodos se basan en la diferencia de temperatura de ebullición de los componentes presentes en la mezcla (Petlyuk, 2004).

Características de la destilación

Según Petlyuk (2004), las características generales en la operación de destilación son:

- Operación directa: Al no necesitarse la adición de nueva sustancia al sistema para lograr la separación, se obtienen productos puros y no mezclados con esa sustancia.
- Las fases formadas son químicamente similares a la fase original, pero difieren en su contenido calórico.
- Por aplicación de esta operación se separan mezclas donde los componentes son apreciablemente volátiles.

Principio de funcionamiento de un destilador

Primeramente la mezcla de alimentación se introduce de modo más o menos centrado en una cascada vertical de etapas. El vapor ascendente de la sección superior de la alimentación (sección de enriquecimiento o rectificación), se lava con el líquido para eliminar o absorber el componente menos volátil. En este caso no se agrega ningún material extraño, como en la absorción, el líquido de lavado se suministra por la condensación del vapor que sale por la parte superior, enriquecido con el componente más volátil. El líquido devuelto a la parte

superior de la columna se denomina reflujo y el material que se elimina continuamente es el destilado, que puede ser un vapor o un líquido, enriquecido con el componente más volátil. En la sección por debajo de la alimentación (sección de agotamiento), el líquido se desorbe del componente volátil mediante vapor que se produce en el fondo por la evaporación parcial del líquido en el rehervidor del fondo. El líquido eliminado, enriquecido con el componente menos volátil, es el residuo o desecho. Dentro de la columna, los líquidos y los vapores siempre están en sus puntos de burbuja y de rocío, respectivamente, de manera que las temperaturas más elevadas se encuentran en el fondo y las menores en la parte superior (Wankat, 2008).

1.3.5. Equipos de transferencia de calor. Transferencia de calor. Generalidades

Según Bejan (2003), la transferencia de calor es aquella ciencia que busca predecir la transferencia de energía que puede ocurrir entre cuerpos materiales, como resultado de una diferencia de temperatura. La ciencia de la transferencia de calor no sólo trata de explicar cómo puede ser transferida la energía calorífica, sino también trata de predecir la rapidez a la que se realizará este intercambio bajo ciertas condiciones especificadas.

La transferencia de calor es la ciencia que trata las transiciones cuantitativas y reacomodos de energía como calor en los cuerpos de materia. La ciencia de la transferencia de calor está relacionada con la razón de intercambio de calor entre cuerpos calientes y fríos llamados fuente y receptor.

En resumen, la transferencia de calor es la energía que se intercambia en forma de calor entre distintos cuerpos, o entre diferentes partes de un mismo cuerpo que están a distinta temperatura, la cual ocurre de la zona de mayor temperatura a la de menor temperatura.

Principales equipos

En la industria de tratamiento de gases se pueden encontrar diversidad de tipos de intercambiadores de calor (Holman, 1999; Montero, 2008; Perry, 2008). En esta investigación se encuentran:

1. Intercambiador de tubos y coraza.
2. Intercambiador de calor enfriado por aire.

- **Intercambiador de Tubo y Coraza**

Los intercambiadores de tubo y coraza constituyen la parte más importantes de los equipos de transferencia de calor sin combustión en las plantas de procesos químicos. En general, el intercambiador de tubo y coraza, consiste en una serie de tubos lineales colocados dentro de un tubo muy grande llamado coraza y representan la alternativa a la necesidad de una gran área de transferencia de calor. Este intercambiador se muestra en la figura 1.3. (Kern, 1999).

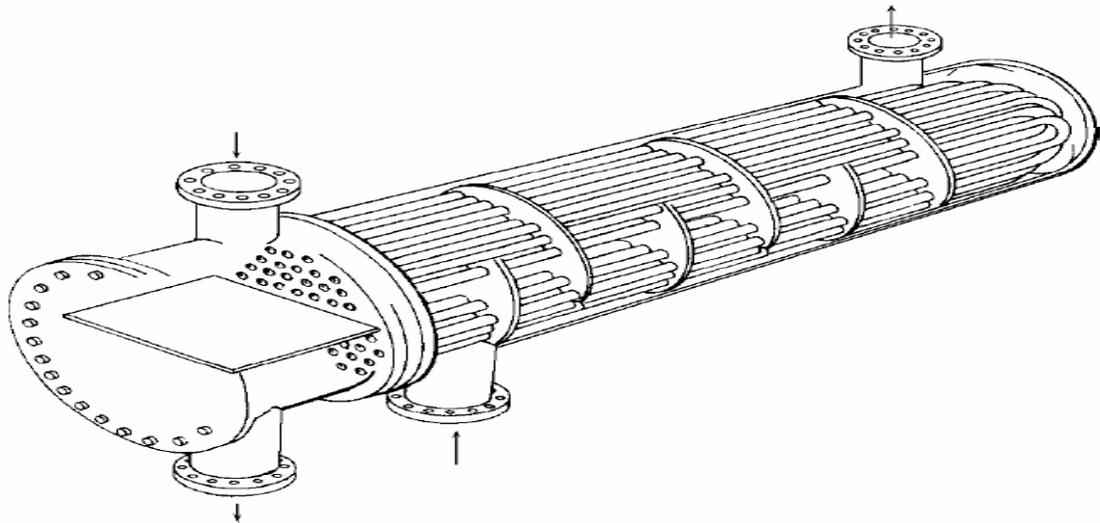


Figura 1.3: Intercambiador típico de Tubos y Coraza.

Fuente: Bejan, 2003.

Las partes principales de este intercambiador de calor, es el haz de tubos que consiste, en un espejo estacionario, tubos en U (o de horquilla), deflectores o placas de soporte y espaciadores y tirantes apropiados. Se proporciona un cabezal del lado del tubo (estacionario) y una coraza con cubierta integrada. Cada tubo tiene la libertad para dilatarse o contraerse, sin limitaciones debidas a la posición de los otros tubos. El haz de tubos se puede retirar de la coraza (Montero, 2008).

- **Intercambiadores de calor enfriados por aire**

Los enfriadores por aire aleteados están formados por una o más filas de tubos horizontales que constituyen una sección a través de la cual se hace circular una corriente aire impulsada mecánicamente. El ventilador utilizado puede colocarse encima (corriente inducida) o debajo (corriente forzada) del haz de tubos. Los intercambiadores enfriados por aire son, generalmente, dispuestos en bancos con varios intercambiadores instalados de lado a lado. La

altura del haz con respecto a la superficie debe ser la mitad de la longitud de los tubos en el haz para producir una velocidad de entrada igual a la velocidad superficial.

Enfriadores de Corriente Forzada. Particularidades

1. El aire es empujado a través del haz de tubos.
2. Los ventiladores se colocan debajo del haz.
3. Requieren menos potencia en el ventilador (se cumple cuando el incremento en la temperatura del aire sobrepasa los 30 °C).
4. Ofrece mejor accesibilidad al ventilador para el mantenimiento y ajuste de las paletas.
5. Proporciona un ensamble del ventilador que no permite su exposición a la corriente de aire caliente que abandona la unidad, por lo que la vida útil del equipo es mayor.

Enfriadores de Corriente Inducida. Particularidades

1. El aire es arrastrado a través del haz de tubos y los ventiladores se colocan encima del haz.
2. Proporciona una distribución más equitativa del aire a través del haz.
3. Más apropiado para intercambiadores diseñados para una aproximación cercana entre la temperatura del producto a la salida y la temperatura ambiente del aire.
4. Menos probable la recirculación del aire caliente.
5. Permite la instalación encima de otros equipos como intercambiadores de coraza y tubos o arreglos de doble tubo.
6. En los servicios en que el cambio repentino de temperatura podría causar derrame y pérdida de producto, las unidades de corriente inducida proporcionan mayor protección.

1.4. Fundamentos de simulación de procesos

En la década de 1960, la industria química de proceso comenzó a usar en gran escala programas para el Diseño Asistido por Computadora (CAD). Era común referirse a tales programas como de balance de calor y materia, pero ahora en general se conocen como Simuladores de Procesos (López, 2007).

El diseño de procesos asistido por computadoras se refiere a la aplicación de programas de computación para el diseño y análisis de un sistema o subsistemas. La amplitud de su uso ha

desarrollado también los procesos y sistemas asociados con la industria de generación de potencia.

Las herramientas de análisis han conmovido significativamente la industria al incrementar la capacidad de los ingenieros de procesos para el diseño, la operación y la evaluación de equipos tales como generadores de vapor, bombas, intercambiadores de calor, ventiladores, turbinas u otro equipo que afecte el flujo de materiales y energía a través del proceso. Estas herramientas son comúnmente usadas para predecir el rendimiento de la planta, comparar alternativas de diseño y/o tecnologías, predecir el rendimiento basado en combustibles alternativos, la optimización de la operación del ciclo y evaluar la degradación del funcionamiento de un componente. Tales predicciones del funcionamiento son, en ocasiones, fuertemente dependientes de datos reales del funcionamiento del proceso (López, 2007).

Las correlaciones empíricas representan los datos del funcionamiento medidos que pueden ser incluidos en un modelo del sistema para mejorar la validación de las predicciones. De esta manera, el uso de herramientas de análisis de procesos complementa el uso de las herramientas más tradicionales de análisis.

Durante los últimos 10 años, los paquetes de *software* que realizan cálculos simbólicos y numéricos junto con representaciones gráficas se han convertido en una herramienta indispensable para todos los ingenieros. El gran potencial de las computadoras radica en su capacidad para hacer cualquier cosa que pueda describirse matemáticamente como una serie de operaciones y decisiones lógicas. Para este fin se pueden utilizar diferentes programas:

- **Programas de resolución de ecuaciones** de bajo costo (como *TK Solver Plus*, *Gauss9*), disponibles para microcomputadoras, para resolver balances de materia lineal y no lineal. Es muy probable que tales códigos se ejecuten con mayor rapidez que los programas de hoja de cálculo, pero no tan rápidamente como los programas en **C** o en **FORTRAN**.
- **Hojas de cálculo**, que son tal vez la herramienta numérica más ampliamente utilizada en la computación personal. Por esta razón, se ha tendido a ampliar las posibilidades de estos programas hasta adquirir algunas de las características de las otras herramientas de computadora y ya no están limitados a realizar cálculos en una matriz bidimensional de celdas. Hay un sinnúmero de paquetes de hojas de cálculo comerciales (**LOTUS**, **EXCEL**). Las similitudes entre las hojas de cálculo comerciales

son muchas. Todas ofrecen un administrador de situaciones que permite al usuario incluir varios conjuntos de suposiciones en una hoja de cálculo y permite cambiar de un conjunto de suposiciones a otro con rapidez a fin de poder comparar la solución de los problemas.

- **Software interactivo**, el llamado *software* interactivo ha evolucionado desde códigos de computadora que sólo efectuaban manipulaciones de matrices hasta programas de gran alcance que combinan cálculos de matrices, análisis de datos, resolución de ecuaciones, gráficos y muchas otras funciones. Dos ejemplos representativos de este *software* son *MathCAD* y *MatLAB*. Estos códigos son más fáciles de usar que los códigos genéricos, los programas de simulación o los manipuladores simbólicos de los que hablaremos más adelante, pero su alcance no es tan amplio. La principal razón del éxito de estos códigos es que el lenguaje empleado para formular los programas es sencillo y se combina bien con las matemáticas que el usuario ya conoce. *MatLAB* cuenta también con un conjunto de paquetes de aplicación llamados “cajas de herramientas” que son bibliotecas de funciones y programas que resuelven problemas específicos.
- **Programas de simulación de procesos** que aceptan información acerca de un proceso químico en el nivel del trazado de diagrama de flujos y realizan cálculos que proporcionan datos no sólo acerca de los flujos de materia y de energía, sino también sobre costos, disposición de tuberías, efectos de tiempo y otra información útil para el diseño y la operación. Estos códigos pueden simular el desempeño en estado estacionario (y en algunos casos en estado no estacionario) de plantas químicas integradas de gran tamaño que consisten en unidades de proceso interconectadas con flujos de reciclaje y sus fuentes. Con los programas de simulación podemos modelar toda una planta completa con tanta complejidad como deseemos. Es posible introducir la estructura del proceso en la computadora por medio de una interfaz gráfica y obtener la salida en forma de diagramas de flujo o bien, informes escritos. Además, es necesario obtener de una base de datos las propiedades físicas apropiadas e información termodinámica (López, 2007).

1.4.1. *Softwares más usados*

- **ASPENPLUS** [Aspen Technology, Inc.] Este es un simulador gráfico de procesos de propósito general. Principalmente enfocado para la industria química y petroquímica. Incluye además, el análisis de costos e inversiones de los procesos y unidades (López, 2007).
- **Design II:** [WinSim Inc.] Este *software* fue desarrollado para aplicaciones en las industrias químicas, petroquímicas y refinerías. Permite realizar los balances de materia y energía para gran variedad de procesos incluyendo operaciones unitarias tales como reactores, intercambiadores de calor, quemadores y hornos, bombas, compresores y turbinas. La base de datos y las correlaciones para determinar las propiedades termodinámicas están fundamentalmente enfocadas a aplicaciones con hidrocarburos y plantas químicas.
- **ASPEN HYSYS** [Aspen Technology, Inc.] Este paquete permite la simulación dinámica y en estado estacionario a través de interfase gráfica. Su mejor aplicación es para la industria petroquímica. Ofrece una optimización multivariables para el diseño de procesos de modelación dinámica integrada para el desarrollo de estrategias de control de procesos e interfase gráfica con software de control digital (Alfonso, 2009).
- **ChemCAD III** [Chemstations, Inc.] Es un simulador de procesos para uso general. Su biblioteca de equipos incluye intercambiadores, bombas, compresores, turbinas y otros módulos. Además, el usuario puede configurar su propio módulo. Incluye módulos específicos para el diseño y la evaluación de intercambiadores de calor, columnas de destilación y sistemas de tuberías (Alfonso, 2009).

Todos los programas mencionados anteriormente son capaces de resolver cualquier problema de simulación en plantas de tratamiento de gas acompañante de petróleo. De ellos el que va a ser utilizado es el ASPEN HYSYS, debido a que ofrece resultados confiables, se encuentra disponible en nuestra Universidad y se puede operar con facilidad.

1.5. Conclusiones parciales

1. Una de las etapas de mayor importancia es la caracterización del gas que se va a tratar, porque de esa forma se establece la composición de los compuestos que se quieren eliminar, para posteriormente poder utilizarlo como combustible.

2. El gas natural es el más condescendiente de los combustibles fósiles (carbón, petróleo y gas natural) desde el punto de vista ambiental, aunque cuando combustiona libera a la atmósfera contaminantes, fundamentalmente el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono.
3. El gas natural se utiliza como combustible en las industrias, comercios, consumo poblacional y también en el transporte, además de emplearse como materia prima en la industria petroquímica y en la generación eléctrica.
4. Dentro de las diferentes aminas para extraer el sulfuro de hidrógeno de la corriente del gas, como: metanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y la metildietanolamina (MDEA). Esta última es la más que se emplea para remover sulfuro de hidrógeno, especialmente para casos con alta relación de dióxido de carbono-sulfuro de hidrógeno en el gas.
5. El uso de la MEA se prefiere por encima de la DEA o la MDEA porque es una base más fuerte y es más reactiva que estas. Además, tiene un menor peso molecular y requiere una menor circulación para mantener una relación molar amina/gas ácido determinada. La MEA también tiene una mayor estabilidad y puede ser fácilmente recuperada por destilación.
6. La amina apropiada para la remoción de gases ácidos ($\text{CO}_{2(g)}$ y $\text{H}_2\text{S}_{(g)}$) en el proceso caso de estudio es la DEA porque se trabaja a altas presiones (67 atm). A pesar que la MDEA es más apropiada cuando el gas ácido se lleva a un proceso Claus, se recomienda la utilización de DEA como solvente si se toma como criterio definitivo el costo de adquisición de este producto.
7. Los parámetros fundamentales para el diseño de la columna de absorción y la columna de destilación es el cálculo del diámetro y de la altura. En el diseño de los intercambiadores lo más importante es la configuración de estos equipos y el área de transferencia.
8. Se utiliza *ASPEN Hysys* debido a las facilidades que ofrece el mismo para la evaluación de las plantas de tratamiento de gas acompañante del petróleo y a la disponibilidad de este *software*.

Capítulo 2: Materiales y métodos

En este capítulo se describe el caso estudio correspondiente a una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo, el cual es tratado por absorción con dietanolamina (DEA) para extraer los gases ácidos ($\text{CO}_{2(g)}$ y $\text{H}_2\text{S}_{(g)}$). Se valida el modelo de simulación del proceso y se realiza la estimación de la inversión y los costos de operación de la planta caso de estudio.

2.1. Descripción del caso estudio

La planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo que se estudia, recibe un flujo de 581 520 $\text{Nm}^3/\text{día}$ de gas a una presión de 68,95 bar, cuya composición se muestra en la tabla 2.1:

Tabla 2.1: Composición del gas acompañante del petróleo que se trata en la planta.

Componentes	Fórmula química	Composición Molar (%)
Nitrógeno	N_2	0,16
Dióxido de Carbono	CO_2	4,13
Sulfuro de hidrógeno	H_2S	1,72
Metano	CH_4	86,92
Etano	C_2H_6	3,93
Propano	C_3H_8	0,93
Isobutano	C_4H_{10}	0,26
n-Butano	C_4H_{10}	0,29
Isopentano	C_5H_{12}	0,14
n-Pentano	C_5H_{12}	0,12
n-Hexano	C_6H_{14}	0,18
n-Heptano	C_7H_{16}	0,72
Agua	H_2O	0,5

Fuente: Elaboración propia.

Para eliminar el agua presente en el flujo de entrada, dicha corriente se introduce en un separador (V-100), donde se obtiene una corriente de agua y una de gas. El flujo de gas resultante se envía a una torre de platos, donde se introduce por el fondo, con el objetivo de obtener gas dulce por absorción con dietanolamina como solvente, la cual se suministra por el tope de la columna. El producto de interés es el gas dulce que sale por el tope de la torre, compuesto principalmente por metano, mientras que la corriente rica en DEA sale por el fondo, para dirigirse hacia otro separador (V-101), y pasa primero por una válvula que disminuye la presión hasta 6 bar. En el segundo separador (V-101) se obtiene una corriente gaseosa y otra de agua. La corriente líquida que sale por el fondo pasa por un intercambiador de calor (E-100) que eleva la temperatura hasta los 94 °C aproximadamente, hasta que entra a

desarrollado. El modelo de simulación predice flujos, composición, temperaturas y presiones de los productos a partir de las asumidas para la alimentación. Además, permite diseñar los equipos de forma individual a partir de los parámetros de operación predichos (Smith, 2005).

Existen muchas facetas de la evaluación del funcionamiento de un proceso. Un buen análisis económico es obviamente el primer criterio, pero no el único. Los procesos químicos deben diseñarse como parte de una actividad industrial sostenible.

La síntesis de una correcta estructura y la optimización de los parámetros de las reacciones y los sistemas de separación son las tareas más importantes del diseño (Peter y Timmerhaus, 1991). El primer paso que debe seguirse en el proceso de síntesis es la definición del problema primitivo y luego valorar diferentes alternativas que permitan resolverlo. Finalmente se realiza un tamizado de las mismas, para solo investigar aquellas alternativas más factibles.

La obtención del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas natural de este tipo es muy complicada, debido al número de operaciones que allí se ejercen y los equipos donde se llevan a cabo, principalmente equipos como las torres de platos y los intercambiadores de calor. Cuando se logre definir el modelo de simulación, se validará dicho modelo, el cual representa el tren de aminas del proceso. Se utilizará el simulador de procesos *Hysys*, con el cual se realizarán los balances de materiales y energía. Los resultados que ofrecerá dicho programa durante la simulación son confiables, además de que el mismo puede ser operado con cierta facilidad.

2.2. Validación del modelo de simulación

Autores como Galbe (1994) y Magnusson (2007) plantean que es imposible explorar las características y las variables más importantes de cada proceso solamente a través de la experimentación y que la simulación puede describir el comportamiento de un sistema a través de las ecuaciones que lo gobiernan. Por eso la consideran una herramienta invaluable para el análisis, diseño y evaluación económica de un proceso y el estudio de sus alternativas. La simulación no sustituye experimentos, pero constituye una herramienta muy útil en el desarrollo de un nuevo proceso.

Teniendo en cuenta lo anterior se definen tres puntos o corrientes para realizar el estudio:

1. Corriente de entrada del gas al absorbedor.
2. Corriente de salida del gas del absorbedor (Gas Dulce).

3. Corriente de salida del regenerador (Gas Ácido).

2.3. Análisis de sensibilidad del modelo de simulación

Se realiza un análisis de sensibilidad con el objetivo de conocer la sensibilidad de respuesta del modelo a los cambios de los parámetros que conforman el mismo. Para realizar el análisis de sensibilidad del modelo, se realiza un diseño de experimentos, donde se definen como factores el flujo de gas a la entrada de la planta de tratamiento y la composición de sulfuro de hidrógeno ($H_2S_{(g)}$) en dicha corriente y como variable dependiente la concentración de sulfuro de hidrógeno ($H_2S_{(g)}$) en la corriente de gas a la salida de la planta (*Sweet gas*) (Cutlip y Shacham, 1999).

Este análisis es fundamental en la validación de un modelo y se realiza con el objetivo de conocer la sensibilidad de la respuesta del modelo a los cambios de los parámetros que conforman el mismo. Para ello los parámetros se varían dentro del intervalo de interés, se observa la respuesta del modelo y a partir de esto se obtiene información acerca de la representación que realiza el mismo del fenómeno real y/o sobre la interacción de los factores en el sistema (Cutlip y Shacham, 1999).

2.4. Diseño riguroso de los equipos principales

Los equipos principales de la planta de depuración de gas natural son dos intercambiadores de calor, dos separadores por vaporización instantánea, una columna de absorción gaseosa y una columna de destilación.

El diseño riguroso de los equipos se realiza a través de simuladores de proceso. Para el diseño de los equipos de esta planta se utilizará *ASPEN HYSYS v. 7.1*, como quedó establecido en el Capítulo 1.

El diseño de los intercambiadores de calor se hará utilizando el módulo *Heat Exchanger Design & Rating*. El diseño de la columna de absorción y la columna de destilación se realizará empleando la *Utility Tray Sizing* y para el diseño de los separadores se empleará la *Utility Vessel Sizing*.

Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor de coraza y tubo se usan en toda la industria de procesos, y para un ingeniero es importante tener los conocimientos básicos para su diseño, construcción y

funcionamiento. El diseño óptimo de estos intercambiadores incluye la consideración de parámetros de diseño, los cuales se resumen a continuación:

Proceso

- Especificaciones del fluido a procesar por el lado de la coraza y por el lado de los tubos
- Selección de las características de la temperatura de las corrientes de entrada y salida.
- Establecer en el diseño los límites de caída de presión por el lado de la coraza y por el lado de los tubos
- Establecer los límites de velocidad por el lado de la coraza y por el lado de los tubos
- Selección del modelo de transferencia de calor y definir los coeficientes por el lado de la coraza y por el lado de los tubos

Diseño mecánico

- Selección del intercambiador de calor y el número de pases según la norma TEMA.
- Definir el tamaño, espaciado, la disposición y el material de los tubos.
- Establecer los límites máximos y mínimos de la longitud de los tubos.
- Especificar el material, el corte y el espaciado entre los bafles y claridad de la coraza.
- Definir los límites de diseño del diámetro, el corte y el espaciado entre los bafles de la coraza.

Existen programas de diseño como el *AspenBJAC*, *HTFS* y *Heat Transfer Design and Rating*, los cuales permiten estudiar los efectos de los parámetros de diseño y archivar un diseño térmico óptimo. Estos programas están equipados con modelos termodinámicos y paquetes de propiedades físicas de los compuestos que son utilizados en la industria.

Fundamentos y teoría

Considere que existen dos corrientes de proceso en un intercambiador de calor, la corriente caliente fluyendo con una capacidad calórica $C_h = m_h c_p h$ y una corriente fría fluyendo con una capacidad calórica $C_c = m_c c_p c$. Entonces, la conservación de la energía requerida que se transfiere entre las corrientes puede ser descrita por un balance de entalpías:

$$q = C_h(T_1 - T_2) = C_c(t_2 - t_1) \quad \text{Ec. 2.1}$$

Donde los subíndices 1 y 2 se refieren a la entrada y salida del intercambiador y las T y t son empleadas para indicar las temperaturas de los fluidos caliente y frío respectivamente.

La ecuación 2.1 no considera las pérdidas de energía, solo define el calor que debe ser transferido (carga del intercambiador de calor) para el caso en que los flujos y temperaturas sean conocidos. Mediante esta ecuación no se pueden conocer las dimensiones necesarias del intercambiador para el correcto funcionamiento del equipo. El área de transferencia de calor necesaria se deriva de la ecuación general de transferencia de calor:

$$q = U\eta S\theta_m = U_h\eta_{OV,h}S_h\theta_m = U_c\eta_{OV,c}S_c\theta_m \quad Ec. 2.2$$

donde S_h y S_c son las áreas en los lados caliente y frío del intercambiador, U_h y U_c son los **Coefficientes Globales de Transferencia de Calor** (OHTC, por sus siglas en inglés) referidos igualmente a los lados caliente y frío y, θ_m es la diferencia de temperatura entre las corrientes (fuerza motriz). Las magnitudes $\eta_{OV,h}$ y $\eta_{OV,c}$ son las respectivas eficiencias globales de las aletas en caso de que el intercambiador sea con superficie extendida. Para intercambiadores sin aletas: $\eta_{OV,h} = \eta_{OV,c} = 1$.

Por tanto, el proceso de transferencia de calor puede ser representado por:

$$q = U_h\eta_{OV,h}S_h\theta_m = U_c\eta_{OV,c}S_c\theta_m C_h = (T_1 - T_2) = C_c(t_2 - t_1)$$

si combinamos las ecuaciones 2.1 y 2.2.

2.4.1. Área de Transferencia de Calor

Si consideramos un tubo sin aletas de longitud L como se muestra en la Figura 2.1 (a) y observe que debido al espesor de la pared, δw , el diámetro interior será menor que el exterior y, por tanto, las respectivas áreas serán diferentes:

$$S_i = \pi d_i L \quad Ec. 2.3$$

$$S_o = \pi d_o L \quad Ec. 2.4$$

En el caso que se tenga un tubo aleteado, como se muestra en la Figura 2.1 (b), con una aleta interior y otra exterior en la pared del tubo, las áreas serán:

$$S_{fi} = \pi n_i b_i L \quad Ec. 2.5$$

$$S_{fo} = \pi n_o b_o L \quad Ec. 2.6$$

Donde n_i y n_o son el número de aletas interiores y exteriores respectivamente y se asume que no se transfiere calor a través de la punta de ninguna de las dos aletas. En este caso, las áreas principales son:

$$S_{bi} = (\pi d_i - n_i \delta_{fi}) L \quad Ec. 2.7$$

$$S_{bo} = (\pi d_o - n_o \delta_{fo}) L \quad Ec. 2.8$$

La superficie total entonces será:

$$S_i = S_{bi} + S_{fi} = (\pi d_i - n_i \delta_{fi} + 2n_i b_i)L \quad \text{Ec. 2.9}$$

o

$$S_i = [\pi d_i + n_i(2b_i - \delta_{fi})]L \quad \text{Ec. 2.10}$$

$$S_o = [\pi d_o + n_o(2b_o - \delta_{fo})]L \quad \text{Ec. 2.11}$$

La relación entre la superficie aleteada y la superficie total será:

$$\frac{S_{fi}}{S_i} = \frac{2n_i b_i L}{[\pi d_i + n_i(2b_i - \delta_{fi})]L} = \frac{2n_i b_i}{\pi d_i + n_i(2b_i - \delta_{fi})} \quad \text{Ec. 2.12}$$

$$\frac{S_{fo}}{S_o} = \frac{2n_o b_o L}{[\pi d_o + n_o(2b_o - \delta_{fo})]L} = \frac{2n_o b_o}{\pi d_o + n_o(2b_o - \delta_{fo})} \quad \text{Ec. 2.13}$$

Las eficiencias globales de superficie $\eta_{OV,h}$ y $\eta_{OV,c}$ están basadas en la superficie base operando a eficiencia unitaria y la superficie aleteada operando con eficiencia en las *aletas* igual a η_{fi} y η_{fo} respectivamente. Por tanto:

$$\eta_{OV,i} S_i = S_{bi} + \eta_{fi} S_{fi} = S_i - S_{fi} + \eta_{fi} S_{fi} \quad \text{Ec. 2.14}$$

o

$$\eta_{OV,i} = 1 - \frac{S_{fi}}{S_i} (1 - \eta_{fi}) \quad \text{Ec. 2.15}$$

y de manera similar:

$$\eta_{OV,o} = 1 - \frac{S_{fo}}{S_o} (1 - \eta_{fo}) \quad \text{Ec. 2.16}$$

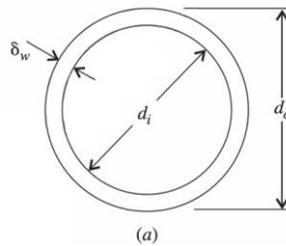


Figura 2.1 (a): Vista transversal de un tubo liso de longitud L.

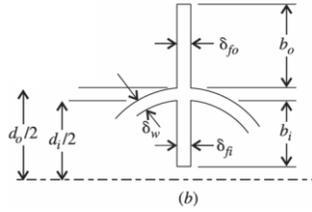


Figura 2.1 (b): Vista transversal de un tubo con aletas internas y externas de longitud L .

Fuente: Bejan, A. y Krauss, A. D. 2003.

Note que cuando no hay aletas, $S_{fi} = S_{fo} = 0$ y las ecuaciones 2.15 y 2.16 se reducen a:

$$\eta_{OV,i} = \eta_{OV,o} = 1$$

2.4.2. Coeficiente Global de Transferencia de Calor

A diferencia de los procesos estudiados anteriormente, la temperatura superficial o los flujos de calor no son especificados para los intercambiadores de calor. Esta complicación es resuelta mediante la utilización del Coeficiente Global de Transferencia de Calor. Este coeficiente es definido en términos de la resistencia térmica total a la transferencia de calor entre dos fluidos cuando consideramos fluidos de un intercambiador de calor fluyendo fuera y dentro de un tubo.

En un intercambiador de calor que contiene corrientes caliente y fría, el calor debe fluir desde el fluido caliente hacia el frío a través de diferentes resistencias térmicas:

1. Resistencia de la capa convectiva del lado caliente:

$$R_h = \frac{1}{h_h \eta_{OV,h} S_h} \quad (K/W)$$

2. Resistencia de las incrustaciones del lado caliente debido a la acumulación de materiales indeseables sobre la superficie de intercambio del fluido caliente:

$$R_{dh} = \frac{1}{h_{dh} \eta_{OV,h} S_h} \quad (K/W)$$

3. Resistencia del material de intercambio, el cual tiene una conductividad térmica definida y que puede determinarse en función del tipo de intercambiador:

$$R_m = \begin{cases} \frac{\delta_w}{k_m S_m} & K/W \quad \text{pared plana} \\ \frac{\ln(d_o)(d_i)}{2\pi k_m L n_t} & K/W \quad \text{tubos circulares} \end{cases}$$

Donde δ_w es el espesor de la pared metálica. S_m , el área superficial del metal. k_m , la conductividad térmica del material y n_t , el número de tubos.

4. Resistencia de las incrustaciones del lado frío:

$$R_{dc} = \frac{1}{h_{dc}\eta_{OV,c}S_c} \quad (K/W)$$

5. Resistencia de la capa convectiva del lado frío:

$$R_c = \frac{1}{h_c\eta_{OV,c}S_c} \quad (K/W)$$

Estas cinco resistencias son en serie, por lo que la resistencia total puede representarse como:

$$\frac{1}{US} = \frac{1}{h_h\eta_{OV,h}S_h} + \frac{1}{h_{dh}\eta_{OV,h}S_h} + R_m + \frac{1}{h_{dc}\eta_{OV,c}S_c} + \frac{1}{h_c\eta_{OV,c}S_c} \quad Ec. 2.17$$

Donde, por el momento, U y S en la ecuación 2.17 no tienen asignado ningún subíndice. Esta ecuación, de manera general, se puede escribir en función de la superficie de referencia y, despejando U, queda:

$$U = \frac{1}{\frac{S}{h_h\eta_{OV,h}S_h} + \frac{S}{h_{dh}\eta_{OV,h}S_h} + SR_m + \frac{S}{h_{dc}\eta_{OV,c}S_c} + \frac{S}{h_c\eta_{OV,c}S_c}} \quad Ec. 2.18$$

y si el espesor de la pared es pequeño y la conductividad del material metálico es alta, la resistencia del material se puede despreciar y:

$$U = \frac{1}{\frac{S}{h_h\eta_{OV,h}S_h} + \frac{S}{h_{dh}\eta_{OV,h}S_h} + \frac{S}{h_{dc}\eta_{OV,c}S_c} + \frac{S}{h_c\eta_{OV,c}S_c}} \quad Ec. 2.19$$

Muchas son las formas que puede tomar la ecuación 2.19:

- Referida al lado caliente considerando las incrustaciones:

$$U_h = \frac{1}{\frac{1}{h_h\eta_{OV,h}} + \frac{1}{h_{dh}\eta_{OV,h}} + \frac{1}{h_{dc}\eta_{OV,c}} \frac{S_h}{S_c} + \frac{1}{h_c\eta_{OV,c}} \frac{S_h}{S_c}} \quad Ec. 2.20$$

- Referida al lado frío considerando las incrustaciones:

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{h_h \eta_{OV,h}} \frac{S_c}{S_h} + \frac{1}{h_{dh} \eta_{OV,h}} \frac{S_c}{S_h} + \frac{1}{h_{dc} \eta_{OV,c}} + \frac{1}{h_c \eta_{OV,c}}} \quad Ec. 2.21$$

- Referida al lado caliente sin considerar las incrustaciones:

$$U_h = \frac{1}{\frac{1}{h_h \eta_{OV,h}} + \frac{1}{h_c \eta_{OV,c}} \frac{S_h}{S_c}} \quad Ec. 2.22$$

- Referida al lado frío sin considerar las incrustaciones:

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{h_h \eta_{OV,h}} \frac{S_c}{S_h} + \frac{1}{h_c \eta_{OV,c}}} \quad Ec. 2.23$$

- Para un intercambiador sin aletas donde $\eta_{OV,h} = \eta_{OV,c} = 1$ y referido al lado caliente sin considerar las incrustaciones:

$$U_h = \frac{1}{\frac{1}{h_h} + \frac{1}{h_c} \frac{S_h}{S_c}} \quad Ec. 2.24$$

- Para un intercambiador sin aletas donde $\eta_{OV,h} = \eta_{OV,c} = 1$ y referido al lado frío sin considerar las incrustaciones:

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{h_h} \frac{S_c}{S_h} + \frac{1}{h_c}} \quad Ec. 2.25$$

En la tabla 2.2 se muestra un ejemplo de valores típicos del coeficiente global de transferencia de calor, U.

Tabla 2.2: Coeficientes globales de transferencia de calor de “servicio”, U [W/m²K].

COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR (Rd = 0,003 m²K/W)			
Fluido Frío	Fluido caliente	Mínimo	Máximo
Agua	Agua	801	1 500
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	1 420	2 840
Solventes orgánicos	Solventes orgánicos	103	301
Aceites ligeros	Aceites ligeros	103	398
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	114	341
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	171	341
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	57	228
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	57	228
Gases	Gases	12	52

Fuente: Bejan, A. y Krauss, A. D. 2003.

2.4.3. Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas (LMTD)

La temperatura entre los dos fluidos en un intercambiador de calor variará, generalmente, de punto a punto. La diferencia media de temperaturas puede ser calculada a partir de las temperaturas terminales de las dos corrientes si se cumplen las siguientes suposiciones:

1. El intercambiador opera en estado estacionario.
2. El calor específico de cada corriente es constante.
3. El coeficiente global de transferencia de calor es constante.
4. Las pérdidas de calor son despreciables.

Para las cuatro disposiciones básicas que se indican en la Figura 2.2, θ_m en la ecuación 2.2 es la *Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas*, la cual puede escribirse como:

$$\theta_m = LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \quad \text{Ec. 2.26}$$

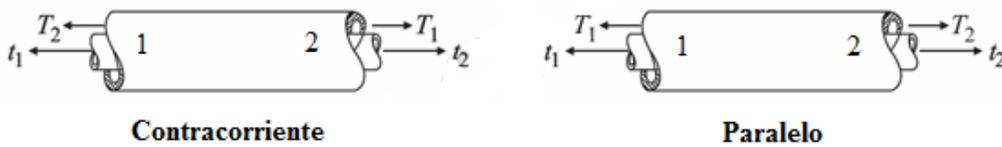


Figura 2.2: Disposición de los flujos en un intercambiador de calor.

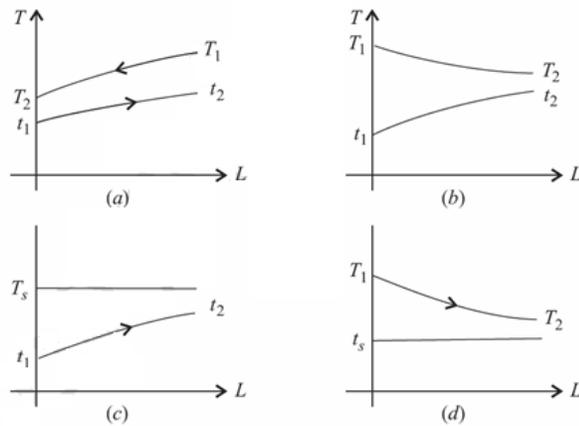


Figura 2.3: Disposiciones básicas de los fluidos en un intercambiador de calor. (a) Contracorriente, (b) paralelo, (c) temperatura constante en la fuente e incremento de temperatura en el receptor y (d) temperatura constante en el receptor y disminución de temperatura en la fuente.

Fuente: Bejan, A. y Krauss, A. D. 2003.

- Para un intercambio de calor *en contracorriente* donde los fluidos fluyen en direcciones opuestas a través del intercambiador (Fig. 2.3 a):

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln[(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)]}$$

- Para un intercambio de calor *en paralelo* donde los fluidos fluyen en la misma dirección a través del intercambiador (Fig. 2.3 b):

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln[(T_1 - t_1)/(T_2 - t_2)]}$$

- Para un intercambiador que tiene una fuente a temperatura constante, $T_s = T_1 = T_2$, y un incremento de temperatura en el receptor (Fig. 2.3 c):

$$LMTD = \frac{(t_2 - t_1)}{\ln[(T_s - t_1)/(T_s - t_2)]}$$

- Para un intercambiador que tiene una temperatura constante en el receptor, $t_s = t_1 = t_2$, y una disminución de temperatura en la fuente (Fig. 2.3 d):

$$LMTD = \frac{(T_1 - T_2)}{\ln[(T_1 - t_s)/(T_2 - t_s)]}$$

Estas expresiones no pueden ser empleadas para otras disposiciones de flujos que no sean las mostradas en la Figura 2.3.

2.4.4. Selección del modelo de transferencia de calor

La selección del modelo de transferencia de calor está basado en el calor transferido en el proceso (sensible, condensación, ebullición), la geometría de la superficie (lado de los tubos, lado de la coraza), el régimen de flujo (laminar, turbulento, estratificado, anular) y la orientación de la superficie (vertical, horizontal).

A continuación se muestran varios modelos de transferencia de calor junto a las condiciones para poder ser aplicados, disponibles en *Heat Transfer Design and Rating*.

Métodos del Coeficiente Pelicular para Condensación de un solo componente en Flujo Laminar por el lado de la Coraza

Método Nusselt

Es usado para la condensación horizontal donde la película líquida se drena por gravedad.

Método Eissenberg

Se aplica a la condensación sobre bancos de tubos y considera el comportamiento del espesor de la película de condensado sobre los tubos. Proporciona una predicción del coeficiente de transferencia de calor más conservadora que los métodos de Nusselt y Kern para la condensación sobre un tubo simple. Puede ser aplicado para un número de Reynolds en el rango de 1 800 a 2 000.

Método Kern

Este método se adapta a la ecuación de Nusselt para permitir la evaluación de las condiciones del fluido a la temperatura de la película. Este método requiere que el flujo de la película tenga un número de Reynolds entre 1 800 y 2 100 (Bejan, A. y Krauss, A. D. 2003).

Métodos del Coeficiente Pelicular para Condensación de un solo componente para Flujo Turbulento por el lado de la Coraza

Método Colburn

Se basa en una correlación de datos industriales para un rango amplio de fluidos en intercambiadores de calor empleando diseños estándar de espaciado entre los tubos. Este método se aplica cuando el número de Reynolds está en el rango de 2 000 a 1 000 000 y da como resultado desviaciones de un 20 %. Es un buen método para la verificación del coeficiente de transferencia de calor por computadora (Bejan, A. y Krauss, A. D. 2003).

Método McNaught

Tiene en cuenta el efecto de la gravedad en la transferencia de calor.

Métodos del Coeficiente Pelicular por el lado de los Tubos para la Condensación de un solo Componente

Adaptación de Chaddock y Chato al Método Nusselt

El método se aplica la condensación controlada por gravedad y existe una película líquida que es drenada por gravedad formando una película estratificada por el fondo del tubo.

Método de la película VDI

La Asociación Alemana de Ingenieros (VDI por sus siglas en alemán) ha desarrollado métodos extensivos para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor basados en el método *Heat Atlas*. Este método está disponible como una opción para la condensación dentro de los tubos verticales.

Método para la Condensación Multicomponente

Método de Silver Bell Ghaly (SBG por sus siglas en inglés)

El método se basa en el proceso de enfriamiento/condensación en fase vapor siguiendo la curva integral de condensación en el equilibrio, mediante la cual se obtiene el número de Lewis (Le) y la relación entre el número adimensional de Schmidt (Sc) y el número de Prandtl (Pr) que está cerca de la unidad.

Las desviaciones del equilibrio se producen por errores en la predicción de la temperatura del vapor. Si el calor se extrae más rápidamente que en el equilibrio, el vapor se sobreenfría demasiado o se satura, lo cual conlleva a la formación de niebla y da origen a posibles problemas de contaminación. Si el calor es extraído demasiado lento, el vapor se sobrecalienta (Bejan, A. y Krauss, A. D. 2003).

Métodos del Coeficiente Pelicular por el lado de los tubos para Transferencia de Calor Sensible en Flujo Laminar

La ecuación de *Sieder Tate* se puede emplear en las tuberías horizontales y verticales que circulan líquidos orgánicos, soluciones acuosas y gases con una desviación máxima del 12 %. No está indicado para agua. Se aplica cuando el número de Reynolds está en el rango de 100 a 2 100.

Método de VDI – Nusselt

Se aplica a la transferencia de calor en haces de tubos. La correlación entre las constantes está disponible para aplicaciones donde el número de Reynolds está en el rango de 10 a 2 000 000. Este método determina el coeficiente medio de transferencia de calor para todo el banco el tubos y se ha encontrado que se correlaciona con la velocidad máxima entre los tubos en lugar de la velocidad aguas arriba y es de mayor interés para los diseñadores de intercambiadores de calor (Bejan, A. y Krauss, A. D. 2003).

Métodos del Coeficiente Pelicular por el lado de los tubos para Transferencia de Calor Sensible en Flujo Turbulento

Ecuación de Sieder Tate (BJAC por defecto)

El uso de este método está recomendado para el calentamiento o enfriamiento de líquidos (que involucran largas diferencias de temperaturas) y para gases calientes que circulan por tuberías horizontales y verticales con una desviación máxima del 12 %. No está indicado para agua. Además, se aplica también a los líquidos orgánicos, soluciones acuosas y para gases con un

número de Reynolds mayor que 10 000, un número de Prandtl entre $0,7 < Pr < 700$ y la relación longitud/diámetro ($L/D > 60$), con $L=3$ pie, $D=0,5$ pulg y $L \geq 4$ pie, $D \geq 0,75$), ya sea para calentar o enfriar.

Método Colburn

Considera las aplicaciones donde varía el coeficiente global de transferencia de calor asumiendo que la variación es lineal con la temperatura.

Ecuación Dittus-Boelter

Es recomendado para el uso general donde la desviación estándar es del 12 %. Se aplica para líquidos y gases con un número de Reynolds mayor que 10 000, el número de Prandtl $0,7 < Pr < 160$ y $L/D > 10$. También se puede emplear para tubos de corta longitud.

Método de la Unidad de Datos de las Ciencias Ingenieriles (ESDU)

Se aplica para líquidos y gases que tienen un número de Reynolds entre $40000 < Re < 106$ y el número de Prandtl entre $0,3 < Pr < 300$. Este método ofrece un cálculo mucho más preciso cuando $L/D > 60$.

Para números de Prandtl mayores que 100 la ecuación de *Dittus-Boelter* es más adecuada (Bejan, A. y Krauss, A. D. 2003).

Diseño de las columnas de absorción y destilación

El programa ASPEN HYSYS incluye una utilidad para calcular diámetro, altura de la torre, caída de presión, entre otros parámetros de operación y diseño de las columnas de contacto gas – líquido.

Para las columnas empacadas la altura de la columna es el número de platos teóricos (100 % de eficiencia) multiplicado por la altura de un plato equivalente (HETP) o etapa equivalente (HETS). Esta utilidad incorpora el cálculo del HETP, pero no la eficiencia de los platos.

2.4.5. Normativa TEMA

Los intercambiadores tubulares son ampliamente usados en la industria por las siguientes razones:

Diseñados “a la orden” para cualquier capacidad o condiciones de operación:

- desde vacío hasta ultra – alta presión (alrededor de 100 MPa)
- desde temperaturas criogénicas hasta altas temperaturas (alrededor de 1100 °C)

- cualquier diferencia de temperaturas y/o caída de presión entre los fluidos, limitados solo por el material de construcción.

Pueden ser diseñados para condiciones especiales de operación:

- Vibración
- Fluidos altamente incrustantes
- Fluidos extremadamente viscosos
- Erosión
- Corrosión
- Toxicidad
- Radioactividad
- Mezclas multicomponentes y otros.

Son los intercambiadores de calor más versátiles en cuanto a:

- Materiales de construcción: metales y no metales.

Ej: grafito, teflón, etc.

- Tamaño: desde muy pequeños ($0,1 \text{ m}^2$, 1 ft^2) hasta gigantes ($100\,000 \text{ m}^2$, 10^6 ft^2).

Los intercambiadores de coraza y tubos no son intercambiadores compactos. La relación área – volumen va desde 50 hasta $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ($15 - 30 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$). Así que, requieren un espacio considerable en planta, estructura de soporte y elevados costos de adquisición, instalación y montaje.

La *Tubular Exchange Manufacturer Association* (TEMA) ha desarrollado un sistema de notación para designar los diferentes tipos de intercambiadores. Este sistema utiliza una combinación de tres letras.

La primera: tipo de cabezal de entrada (A, B, C, N, D)

La segunda: tipo de coraza (E, F, G, H, J, K, X)

La tercera: tipo de cabezal de salida (L, M, N, P, S, T, U, W)

La normativa TEMA se muestra en el Anexo 2.

2.5. Metodología para la estimación del costo de operación de un nuevo proceso

Para determinar el capital fijo invertido (FCI) de cada variante de proceso se estimó el costo de adquisición (C_{ADQ}) de los equipos involucrados (Anexo 1). Una vez estimado el capital fijo

invertido, se determinó el costo de operación de cada alternativa siguiendo la metodología desarrollada por Turton (2009).

De acuerdo con lo propuesto por Peter y Timmerhaus (1991) para plantas de procesamiento de gas natural, se fijó un tiempo de 10 años de vida útil. El costo de operación (COM) puede ser estimado cuando los costos siguientes son conocidos o han sido estimados:

1. Capital Fijo Invertido (FCI)
2. Costo de Mano de Obra (C_{OL})
3. Costo de Utilidades (C_{UT})
4. Costo de Materia Prima (C_{RM})

El costo de adquisición (C_{ADQ}) ha sido estimado utilizando el *software* CAPCOST 2008. El costo de operación se determina como:

$$COM = DMC + FMC + GE$$

Donde,

DMC: costos directos de operación

FMC: costos fijos de operación

GE: gastos generales de operación

Tabla 2.3: Factores para estimar el costo de operación.

1 – Costos directos de operación (DMC)		
	Descripción	Costo
A	Materia prima	C_{RM}
B	Utilidades	C_{UT}
C	Mano de obra	C_{OL}
D	Supervisión	$(0,1 - 0,25) C_{OL}$
E	Mantenimiento	$(0,02 - 0,1) FCI$
F	Suplementos operacionales	$(0,1 - 0,2) (1E)$
G	Laboratorio	$(0,1 - 0,2) C_{OL}$
H	Patentes y marcas	$(0 - 0,06) COM$
2 – Costos fijos de operación (FMC)		
A	Depreciación	$(0,05 - 0,1) FCI$
B	Impuestos y seguros	$(0,014 - 0,05) FCI$
C	Sobrecargos	$(0,5 - 0,7) (1D+1E+1F)$
3 – Gastos generales de operación (GE)		
A	Administración	$0,15 (1D+1E+1F)$
B	Distribución y ventas	$(0,02 - 0,2) COM$
C	Investigación y desarrollo	$0,05 COM$

Fuente: Turton, 2009.

$$C_{TM} = 1,18C_{ADQ}$$

$$C_{GR} = C_{TM} + 0,35C_{ADQ}$$

$$WC = 0,15C_{GR}$$

$$FCI = C_{GR} + WC$$

El costo de mano de obra se determina:

$$C_{OL} = (Sal)OL$$

Donde,

Sal: salario anual, CUC/año

OL: número de operadores necesarios

$$OL = 4,5N_{OP}$$

Donde,

N_{OP} : número de operadores por equipos

En la tabla 2.4 se muestra el número de operadores por cada uno de los distintos equipos.

Tabla 2.4: Precios estimados para las utilidades en el proceso de remoción de gases ácidos.

Materiales y utilidades	Precio (CUC)	Cantidad mínima, t	Fuente
Vapor	4 \$/1000 kg	---	AZCUBA, 2012
Agua	0,1 \$/m ³	---	AZCUBA, 2012
MEA	1700 – 2000 \$/1000 kg	10	Huntsman Corp. 2011
DEA	1000 – 1400 \$/1000 kg	5	Huntsman Corp. 2011
MDEA	2000 – 2500 \$/1000 kg	5	Huntsman Corp. 2011

Fuente: Elaboración propia.

2.6. Conclusiones parciales

1. Para la validación del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo se tienen que realizar las siguientes tareas:
 - Obtención del modelo de simulación.
 - Validación del modelo a través del ajuste del caso base.
 - Análisis de sensibilidad del modelo.
2. El diseño de los equipos principales del proceso caso de estudio se realizará a través del simulador de procesos *ASPEN HYSYS* v. 7.1.
3. La estimación del capital fijo invertido y el costo de operación del proceso caso de estudio se realizará según la metodología propuesta por Turton (2009).

Capítulo 3: Análisis de resultados

En este capítulo se realiza la validación del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo a través del ajuste del caso base, y se determina el punto de operación de los equipos. Además, se plantean las diferentes propuestas de equipos de transferencia de calor y de transferencia de masa en el proceso caso de estudio, y se determinan los parámetros de operación y diseño de los mismos. También se efectúa la estimación del capital fijo invertido y el costo de operación del proceso caso de estudio.

3.1. Validación del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo a través del ajuste del caso base

En trabajos anteriores (Alfonso, 2009 y Pino, 2010), se trabajó con la alternativa propuesta en este proyecto y quedó demostrada la validez del modelo de simulación, el cual puede ser empleado en la simulación de plantas de tratamiento de gas. El modelo de simulación que se obtiene reproduce en su totalidad los parámetros de diseño de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo, con errores menores al 7%.

Las variables que más influyen en el proceso son el flujo de gas y la composición molar de Sulfuro de Hidrógeno en la corriente de salida de la torre de regeneración de amina en la Planta de Azufre.

3.2. Análisis de sensibilidad del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo

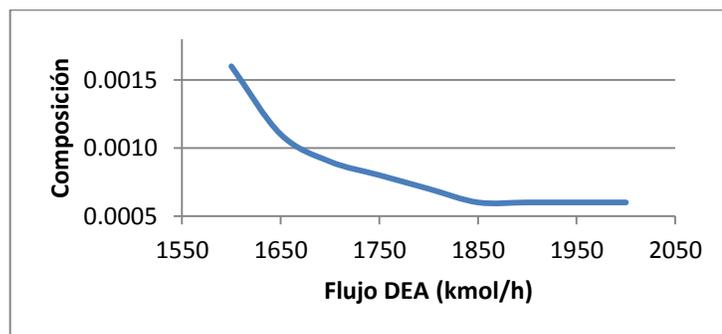


Figura 3.1: Comportamiento de la composición de dióxido de carbono en la corriente de gas dulce.

Fuente: Elaboración propia.

En la figura 3.1 muestra el comportamiento de la concentración de dióxido de carbono en la corriente de gas dulce. A medida que se aumenta el flujo de DEA en la columna de absorción con amina, existe una mayor concentración de DEA en la columna y por tanto la composición de dióxido de carbono va disminuyendo. Cuando el flujo de DEA alcanza un valor de 1900 kg/h aproximadamente, la composición de dióxido de carbono en la corriente de Gas Dulce (Sweet Gas) se mantiene prácticamente constante. Este comportamiento corrobora que el empleo de un flujo de DEA mayor que el de operación no influye significativamente en la remoción de dióxido de carbono e incrementa los costos operación de la columna.

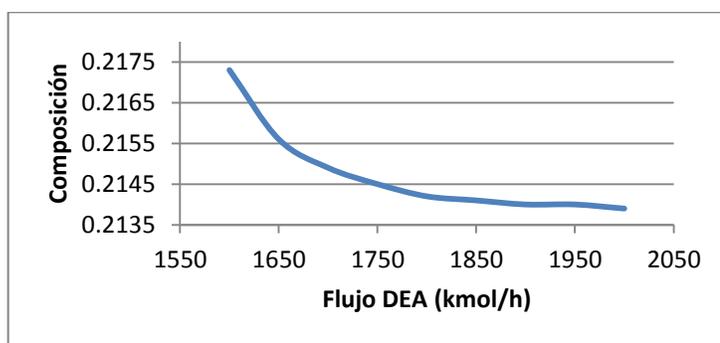


Figura 3.2: Comportamiento de la composición de sulfuro de hidrógeno en la corriente de gas ácido.

Fuente: Elaboración propia.

En la figura 3.2 se demuestra que un aumento en el flujo de DEA en la entrada de la columna regeneradora de amina hace que disminuya la concentración de sulfuro de hidrógeno en la corriente de gas ácido. Al incrementar el contenido de DEA, ocurre una mejor absorción dentro de la columna y por lo tanto se extrae mejor el sulfuro de hidrógeno, que es la materia prima para la producción de azufre en el proceso de Claus. Cuando se llega al flujo de operación del proceso (1900 kmol/h), el comportamiento del sulfuro de hidrógeno en esta corriente es similar al del dióxido de carbono en la figura 3.1.

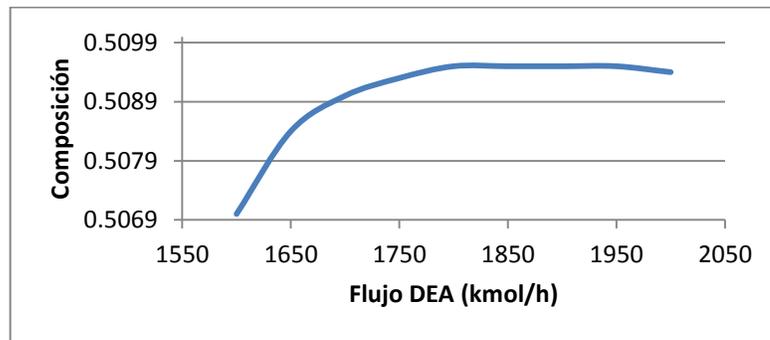


Figura 3.3: Comportamiento de la composición de dióxido de carbono en la corriente de gas ácido.

Fuente: Elaboración propia.

En la figura 3.3 se comprueba que la composición de dióxido de carbono en la corriente de gases ácidos va aumentando según se incrementa el flujo de gas suministrado a la torre. Esto ocurre porque existe una mayor concentración de DEA y remueve mejor el dióxido de carbono presente en la corriente de gas natural. El comportamiento prácticamente lineal de la composición se debe a que se alcanza el flujo de operación (1900 kmol/h), y el análisis es similar al fenómeno explicado con anterioridad en las figuras 3.1 y 3.2.

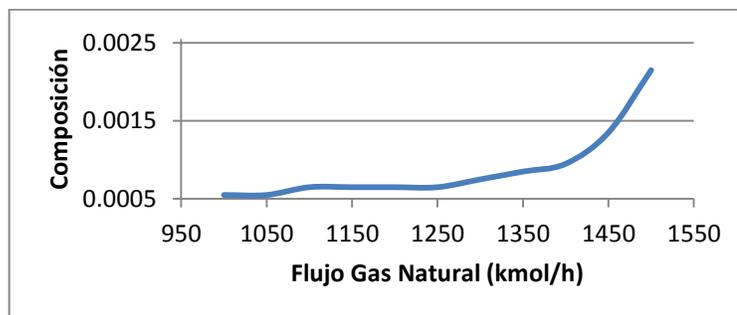


Figura 3.4: Comportamiento de la composición de dióxido de carbono en la corriente de gas dulce.

Fuente: Elaboración propia.

En la figura 3.4 se corrobora que el aumento del flujo de gas natural en la entrada de la torre influye proporcionalmente en la composición de dióxido de carbono en la salida de la columna. Al incrementar el flujo, existe una mayor concentración de dióxido de carbono en la corriente de entrada a la torre y, al no cambiar las condiciones de operación del equipo, aumenta proporcionalmente la composición de la sustancia en la salida.

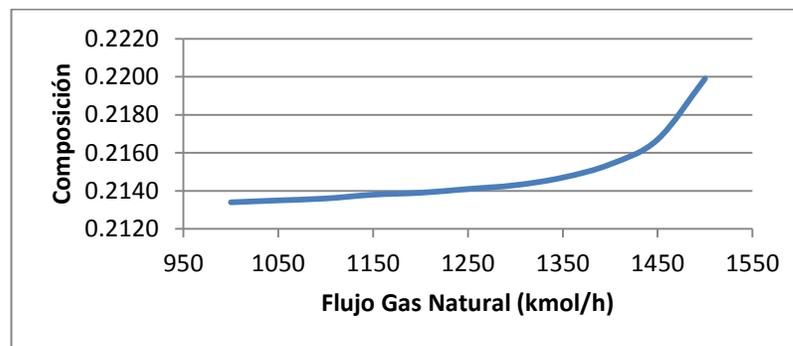


Figura 3.5: Comportamiento de la composición de sulfuro de hidrógeno en la corriente de gas ácido.

Fuente: Elaboración propia.

En la figura 3.5 se analiza la variación de la composición de sulfuro de hidrógeno a medida que se incrementa el flujo de gas natural en la entrada de la planta. Al aumentar el flujo de gas natural, aumenta proporcionalmente el contenido de sulfuro de hidrógeno en la corriente de salida de la torre regeneradora. El análisis de este comportamiento es similar al realizado a la figura 3.4.

Los resultados obtenidos en el modelo de simulación pueden ser utilizados para el diseño de los principales equipos.

3.3. Obtención de los principales parámetros de operación y diseño de los principales equipos

Los equipos principales de este proceso son:

1. Intercambiador de calor de la torre regeneradora de aminas (E-100)
2. Enfriador de amina regenerada (E-101)
3. Separador de agua libre (V-100)
4. Separador de amina (Flash TK)
5. Columna de absorción con DEA (DEA Contactor)
6. Columna regeneradora de DEA (REGENERATOR)
7. Bomba de amina (P-100)

3.3.1. Intercambiador de calor de la torre regeneradora de aminas (E-100)

Se presentan dos posibles variantes para el intercambiador de calor antes de la torre regeneradora de amina (E-100):

1. Intercambiador de calor de coraza y tubos
2. Intercambiador de calor de placas y juntas

Tabla 3.1: Especificaciones técnicas del intercambiador de calor de coraza y tubos.

Especificaciones				
Tipo: BEM			Área, m ²	24,5
Funcionamiento				
Parámetros	Coraza		Tubos	
Flujo, kg/s	13,11		12,16	
Temperatura (entra/sale), °C	60,03	93,43	124,39	91,2
ΔP (permitida/calculada), kPa	0,69	0,17	0,69	0,46
Velocidad (m/s)	0,6		2,05	
R _D (m ² K/W)	0		0	
Calor (kW)	1657,1			
Costo de adquisición, \$	\$ 15 768			
F _T · LMTD (°C)	24,04			
U _D (W/m ² K)	Servicio	Sucio	Limpio	
	2 810,9	2 837,2	2 837,2	

Fuente: Elaboración propia.

Se proponen dos tipos de intercambiadores para el mismo servicio; un intercambiador de tubo y coraza (Tabla 3.1) y un intercambiador de placas y juntas (Tabla 3.2). Como se puede apreciar el intercambiador de placas y juntas tiene un costo de adquisición 87 % menor que el del tipo BEM de coraza y tubos (Anexo 3 al 12). Esto se debe a que respecto a la construcción, la operación y el mantenimiento, un intercambiador de placas y juntas (Anexo 13 al 17) es mucho más sencillo que el de tubo y coraza.

El coeficiente global de transferencia de calor en el intercambiador de placas y juntas es 37 % mayor que en el de coraza y tubos. Esto se debe a que la velocidad de transferencia de calor en este tipo de intercambiadores es superior a los de coraza y tubos debido a la forma de contacto; en el de tipo placas y juntas el contacto es más uniforme, mientras que en los de tubo y coraza el intercambio de calor está sujeto a la distribución de temperatura en el haz de tubos. El intercambiador de placas y juntas proporciona una caída de presión mayor que en el BEM. Al emplear placas, la fricción del fluido en el interior del equipo influye directamente en la caída de presión y provoca que tengan un mayor contacto que en los de tubo y coraza.

Tabla 3.2: Especificaciones técnicas del intercambiador de calor de placas y juntas.

Diseño	Lado caliente		Lado frío	
Flujo másico total, kg/s	12,16		13,11	
Flujo másico total de líquido (Entrada/Salida), kg/s	12,16	12,16	13,11	13,11
Temperatura (Entrada/Salida), °C	124,39	91,2	60,03	93,33
Presión (Entrada/Salida), bar	2,17	1,52	6,21	5,77
Coefficiente medio de transferencia de calor, W/m² K	11 534,3		9737	
Velocidad (puerto/placa), m/s	2,84	0,62	2,96	0,84
ΔP (permitida/calculada), bar	0,69	0,65	0,69	0,43
Volumen de residencia, m³	0,0221		0,0221	
Tiempo de residencia, s	1,78		1,78	
Calor total intercambiado, kW	1 654,7	Intercambiadores		1
Coefficiente global de transferencia de calor (sucio/limpio), W/(m² K)	4 425,2 / 4 425,2	Pases (lado caliente/lado frío)		1/1
Área superficial efectiva, m²	12,2	Canales (lado caliente /lado frío)		18 / 18
F_T · LMTD, °C	31,11	Placa (longitud/ancho), mm		1 167,85 / 322,5
Riesgo de mala distribución	NO	Placa (espaciado, espesor), mm		4,11 / 0,6
		Diámetro del puerto, mm		75
		Ángulo Chevron		45°
Costo de adquisición, \$	\$ 2 082			

Fuente: Elaboración propia.

3.3.2. Enfriador de amina regenerada (E-101)

Para enfriar la amina regenerada se propone un intercambiador de calor enfriado por aire (Anexo 18 al 28). Este tipo de intercambiador es más sencillo constructivamente que el de coraza y tubos y tienen un costo de operación menor. Debido al flujo que se maneja y las propiedades físicas de la DEA, se propone como medio de enfriamiento aire atmosférico (30 °C y 60 % de humedad relativa).

Tabla 3.3: Especificaciones técnicas del intercambiador de calor enfriado por aire con tiro forzado.

Especificaciones			
Tipo: Enfriado por aire con tiro forzado		Área, m²	4 034,4
Funcionamiento			
Parámetros	Aire		Tubos
Flujo, kg/s	244, 82		12,3
Temperatura (entra/sale), °C	23,89	35,01	90,35 / 32,64
ΔP (permitida/calculada), kPa	---	---	0,35 / 0,32
Velocidad (entra/sale), m/s	9,34 / 9,69		0,81 / 0,78
R_D (m² K/W)	---		0
Calor (kW)	2739,8		
F_T · LMTD (°C)	25,24		
U_D (W/m² K)	Servicio	Sucio	Limpio
	632,2	632,2	737,1

Fuente: Elaboración propia.

3.3.3. Separador de agua libre (V-100)

En este trabajo se utilizan dos posibles alternativas de separadores de agua libre; una, utilizar un separador de agua vertical y la otra, utilizar un separador de agua horizontal. En la tabla 3.4 se muestran los parámetros de operación de los mismos.

Tabla 3.4: Parámetros de operación y diseño de los separadores de agua libre propuestos.

Parámetros	Tanque vertical
Altura, m	3,73
Altura del líquido, m	0,66
Altura del vapor, m	3,07
Diámetro, m	1,07
Velocidad máxima permisible del vapor, m/s	0,1329
Tiempo de residencia del líquido, s	300
Geometría, L/D	3,49
	Tanque horizontal
Altura, m	3,73
Area mínima del vapor, m ²	0,04
Diámetro mínimo, m	0,49
Longitud, m	0,27
Diámetro, m	0,6
Geometría, L/D	0,44
Velocidad máxima permisible del vapor, m/s	0,17
Tiempo de residencia del líquido, s	300

Fuente: Elaboración propia.

Según Branán (1998), el tiempo de retención de la mezcla en un separador de vaporización instantánea debe ser de cinco minutos (300 s). Para este criterio, la relación altura/diámetro (en un separador vertical) o longitud/diámetro (para un separador horizontal) debe estar entre 3 y 5. Como se observa en la tabla 3.4, el separador vertical cumple con lo establecido al tener una relación $L/D = 3,49$. Contrariamente, cuando se diseña el separador horizontal no cumple con lo establecido por Branán (1998) puesto que la relación $L/D = 0,44$. Además, las reglas heurísticas de separación por vaporización instantánea (Walas, 2010) plantean que cuando la mezcla líquido-vapor está compuesta fundamentalmente por vapor se prefiere un separador vertical.

3.3.4. Separador de amina (Flash TK)

En este trabajo se utilizan dos posibles alternativas de separadores de amina; una, utilizar un separador vertical y la otra, utilizar un separador horizontal. En la tabla 3.5 se muestran los parámetros de operación de los mismos.

Tabla 3.5: Parámetros de operación y diseño de los separadores de amina propuestos.

Parámetros	Tanque vertical
Altura, m	5,867
Diámetro, m	1,067
Velocidad máxima permisible del vapor, m/s	0,3343
Tiempo de residencia del líquido, s	300
Fracción de vapor, %	1
	Tanque horizontal
Altura, m	4,267
Diámetro, m	1,219
Velocidad máxima permisible del vapor, m/s	0,4179
Tiempo de residencia del líquido, s	300

Fuente: Elaboración propia.

Según las reglas heurísticas de separación por vaporización instantánea (Walas, 2010) se plantea que cuando la mezcla líquido-vapor está compuesta fundamentalmente por líquido, se prefiere un separador horizontal. En la tabla 3.5 se muestra que la fracción de vapor de la corriente de entrada al separador es 1 %, lo que corrobora que dicha corriente es prácticamente líquida.

3.3.5. Columna de absorción con aminas (DEA Contactor)

En este trabajo se emplean tres posibles alternativas para el diseño de la columna de absorción con aminas (DEA Contactor):

1. Columna empacada
2. Columna de platos perforados
3. Columna de platos válvulas

En la tabla 3.6 se muestran los parámetros de operación y diseño de las columnas de absorción de dietanolamina. Se realiza un análisis detallado de las variantes propuestas y se corrobora la eficiencia del equipo en cada una de ellas.

Altura de la torre

La altura de la torres un factor que no depende del tipo de platos que se emplee en su diseño. Al emplear torres empacadas en lugar de torres de platos, la altura experimenta una disminución del 76 % aproximadamente.

Diámetro

Cuando se utilizan las torres empacadas, el diámetro aumenta un 28% respecto a las torres de platos.

Tabla 3.6: Parámetros de operación y diseño de las alternativas de columna de absorción de dietanolamina.

Parámetro	Columna empacada
Altura, m	2,878
Diámetro, m	1,372
Número de platos	20
ΔP, kPa	0,5666
	Platos perforados
Altura, m	12,19
Diámetro, m	1,067
Número de platos	20
ΔP, kPa	11,57
	Platos válvulas
Altura, m	12,19
Diámetro, m	1,067
Número de platos	20
ΔP, kPa	14,70

Fuente: Elaboración propia.

Caída de presión

La caída de presión en las torres empacadas experimenta una disminución del 98 % respecto a las que emplean casquetes de burbujeo, 95 % respecto a las de platos perforados y un 96 % comparando con las de platos válvulas.

A pesar de que las torres empacadas presentan una altura y una caída de presión menor que las torres de platos, en esta investigación se empleará una torre de platos para la obtención de gas dulce por absorción con dietanolamina como solvente. El diámetro de la torre empacada diseñada es de 1,37 m, y el de la torre de platos es de 1,07 m. El diámetro de la torre empacada no debe ser mayor que 1 m, porque existe el riesgo de que ocurra una mala distribución de líquido en este tipo de torre. La torre de platos perforados obtenida tiene un diámetro de 1,06 m y es la seleccionada para esta simulación.

3.3.6. Columna regeneradora de aminas (Regenerator)

Para el diseño de la columna regeneradora de aminas (Regenerator), se plantean las siguientes alternativas:

1. Columna regeneradora con casquetes de burbujeo en la zona de enriquecimiento y platos perforados en la zona de agotamiento
2. Columna regeneradora con casquetes de burbujeo en la zona de enriquecimiento y platos válvula en la zona de agotamiento

3. Columna regeneradora con platos válvula en la zona de enriquecimiento y platos perforados en la zona de agotamiento
4. Columna regeneradora empacada
5. Columna regeneradora con platos perforados
6. Columna regeneradora con platos válvula

En la tabla 3.7 se aprecian algunos aspectos y parámetros que varían en dependencia del tipo de columna, el tipo de plato y la distribución de las corrientes de entrada y salida (zonas de enriquecimiento y agotamiento) de las diferentes alternativas de equipos. A continuación se analiza la influencia de los principales parámetros de diseño.

Altura de la torre

Se demuestra que la altura de la torre no depende del tipo de platos. Al emplear los empaques, la altura disminuye en casi un 80 % respecto a las torres de platos.

Diámetro de la torre

Se corrobora que el diámetro de la torre no depende del tipo de platos que se use en el diseño de la torre. Cuando se utilizan los empaques el diámetro aumenta un 35 % respecto al uso de torres de platos.

Caída de presión

Se demuestra que el uso de torres empacadas hace que la caída de presión disminuya en un 95 % respecto a las de platos.

A pesar de que las torres empacadas presentan una altura 80 % menor y una caída de presión que es aproximadamente 95 % más pequeña que las de platos, no se pueden emplear debido a que el diámetro de la torre empacada es mayor que 1 m, lo cual hace que exista el riesgo de mala distribución de líquido dentro de la torre. La torre de platos perforados obtenida tiene un diámetro de 1,22 m y es la seleccionada para esta simulación.

Tabla 3.7: Parámetros de operación y diseño de las columnas regeneradoras propuestas.

Columna regeneradora		
Parámetro	Zona de enriquecimiento	Zona de agotamiento
	casquetes de burbujeo	platos perforados
Altura, m	1,829	9,144
Diámetro, m	0,7620	1,219
Número de platos	3	15
ΔP, kPa	4,394	8,442
	Zona de enriquecimiento	Zona de agotamiento
	casquetes de burbujeo	platos válvula
Altura, m	1,829	9,144
Diámetro, m	0,7620	1,219
Número de platos	3	15
ΔP, kPa	4,394	12,81
	Zona de enriquecimiento	Zona de agotamiento
	platos válvula	platos perforados
Altura, m	1,829	9,144
Diámetro, m	0,7620	1,219
Número de platos	3	15
ΔP, kPa	2,265	8,442
	Zona de enriquecimiento	Zona de agotamiento
	empacada	empacada
Altura, m	0,8346	1,184
Diámetro, m	1,067	1,676
Número de platos	3	15
ΔP, kPa	0,2657	0,2633
	Zona de enriquecimiento	Zona de agotamiento
	platos perforados	platos perforados
Altura, m	1,829	9,144
Diámetro, m	0,6096	1,219
Número de platos	3	15
ΔP, kPa	2,013	8,442
	Zona de enriquecimiento	Zona de agotamiento
	platos válvula	platos válvula
Altura, m	1,829	9,144
Diámetro, m	0,7620	1,219
Número de platos	3	15
ΔP, kPa	2,265	12,81

Fuente: Elaboración propia.

3.4. Evaluación técnico – económica estimada de las diferentes alternativas propuestas para el tratamiento de gas acompañante del petróleo

3.4.1. Selección de los materiales de construcción de los equipos empleados en la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo

Intercambiadores de calor

Para los problemas de corrosión en los intercambiadores, la solución es utilizar materiales de construcción más resistentes. Para la selección de los materiales se deben tener en cuenta una serie de requisitos que hay que cumplir, pero esta selección debe considerar no solamente la resistencia a la corrosión, sino también los factores de tipo económico.

Atendiendo que en nuestro país, en la zona norte lo que predomina es la velocidad de corrosión catalogada de alta a muy alta, y que en la zona sur predomina la media, y conociendo además que independientemente del lugar donde se construya los intercambiadores, se puede emplear en la construcción de la coraza, las tapas y el envolvente de los intercambiadores, el acero al carbono CT-3, ya que este material tiene buena resistencia mecánica, es resistente a los ácidos, inclusive en caliente y tienen buena soldabilidad. Para los tubos se propone el acero inoxidable AISI 304, debido a que es un material que resistente a las altas temperaturas y a la corrosividad.

Columnas de destilación

En el estudio realizado por Pino (2010), los aspectos que se tuvieron en cuenta para la selección de la columna de empaque y no la de platos son:

- Caída de presión del gas: las columnas rellenas para iguales condiciones de operación presentan menos caída de presión que las columnas de platos. Este criterio es muy importante para operaciones a vacío.
- Retención del líquido: las columnas rellenas presentan retenciones de líquidos menores que las de platos para iguales condiciones de operación, siendo esto una ventaja cuando el líquido es sensible térmicamente.
- Relación (flujo de líquido / flujo de gas): las columnas de platos se trabaja con valores muy bajo de estas relaciones; en columnas rellenas son preferibles los valores altos.
- Sistemas espumantes: para líquidos que tienden a formar exceso de espuma, las columnas rellenas operan con menor burbujeo del gas a través del líquido y son las más adecuadas.

- Corrosión: se puede trabajar con ácidos y muchas otras sustancias corrosivas en las columnas de empacadas, porque los materiales de construcción de los empaques generalmente son de cerámicas, carbono u otros materiales de buena resistencia a la corrosión.
- Estructura: las columnas rellenas son más sencillas que las de platos.
- Distribución del líquido: resulta difícil lograr buena distribución de líquido en columnas rellenas con diámetros mayores de un metro. Para diámetros mayores las columnas de platos son más usadas.
- Costo: si no hay otras condiciones decisivas, el costo es el factor principal que debe tomarse en cuenta.

Para la selección del relleno de una columna es necesario tener en cuenta diferentes características, para elegir qué tipo de relleno utilizar, si son rellenos ordenados o rellenos desordenados. Además que estos tipos de rellenos son comercialmente disponibles, cada cual posee su ventaja específica desde el punto de vista económico para el contacto líquido-gas, la disponibilidad superficial, la interfase de regeneración, la caída de presión, el peso y la resistencia a la corrosión. El disolvente debe ser barato y así evitar que las pérdidas que se produzcan no sean muy costosas.

3.4.2. Costos de adquisición de los principales equipos de cada alternativa

En la tabla 3.7 se muestra el costo de adquisición de los equipos, el costo total del módulo (C_{TM}), el costo que incluye el desmonte y construcción (C_{GR}), el capital de trabajo o circulante (WC) y el capital fijo invertido, actualizados para cada variante de proceso.

El costo de adquisición de la bomba (P-100) fue determinado utilizando el *software* CAPCOST 2008, tomando el índice de costo del año 2011. El costo de los tanques Flash y los intercambiadores de calor se obtuvieron a través de los datos de sus respectivas fichas técnicas obtenidas de la simulación en el *software* ASPEN Hysys (2009).

Tabla 3.7: Costo de adquisición de los equipos de las variantes propuestas.

Variante 1		Variante 2	
Equipo	Costo de Adquisición, \$	Equipo	Costo de Adquisición, \$
Bomba (P-100)	\$ 79 813	Bomba (P-100)	\$ 79 813
Separador de agua libre (V-100), Vertical	\$ 15 110	Separador de agua libre (V-100), Vertical	\$ 15 110
Separador de amina (V-101), Horizontal	\$ 20 760	Separador de amina (V-101), Horizontal	\$ 20 760
Torre DEA (T-100), platos perforados	\$ 190 567	Torre DEA (T-100), platos perforados	\$ 190 567
Torre regeneradora de platos perforados (T-101)	\$ 189 544	Torre regeneradora de platos perforados (T-101)	\$ 189 544
I.C de tubo y coraza (E-100) BEM	\$ 15 768	I.C de placas (E-100)	\$ 2 082
I.C de (E-101) AIRE	\$ 100 390	I.C (E-101) AIRE	\$ 100 390
TOTAL	\$ 611 952	TOTAL	\$ 593 866

Fuente: Elaboración propia.

3.4.3. Costos de operación de las dos alternativas de plantas industriales de tratamiento de gas acompañante del petróleo

Para determinar el capital fijo invertido (FCI) de cada variante de proceso se calculó el costo de adquisición (C_{ADQ}) de los equipos presentes. Cuando se estima el capital fijo invertido, se determinó el costo de operación de cada alternativa según la metodología desarrollada por Turton (2009).

De acuerdo con lo propuesto por Peter y Timmerhaus (1991) para plantas de procesamiento de gas natural, se fijó un tiempo de 10 años de vida útil. En la tabla 3.8 se muestran el costo de adquisición de los equipos, el costo total del módulo (C_{TM}), el costo que incluye el desmonte y construcción (C_{GR}), el capital de trabajo o circulante (WC) y el capital fijo invertido, actualizados para cada variante de proceso.

Tabla 3.8: Costos (CUC) relacionados a cada una de las variantes de proceso.

Costo, \$	Variante I	Variante II
C_{ADQ}	603 239	593 866
C_{TM}	711 823	700 762
C_{GR}	922 956	908 615
WC	138 444	136 293
FCI	1 061 400	1 044 908

Fuente: Elaboración propia.

El costo de inversión de la variante I es aproximadamente 1,55 % superior al costo de la inversión de la variante II, esto se debe al que la variante I tiene un intercambiador de calor de coraza y tubos, que tiene un costo de adquisición 71 % superior que el de placas y juntas. Esto equivale a veinte mil pesos aproximadamente

En la figura 3.7 se muestra la estructura de costos de las variantes propuestas, expresados como porcentaje del costo de operación. El costo de las utilidades (fundamentalmente agua y vapor), representan aproximadamente el 56 % del costo total, y se comprueba que es uno de los principales elementos de costo para las dos variantes. Esto se debe principalmente al consumo de agua en el condensador y vapor en el rehervidor de la columna de destilación.

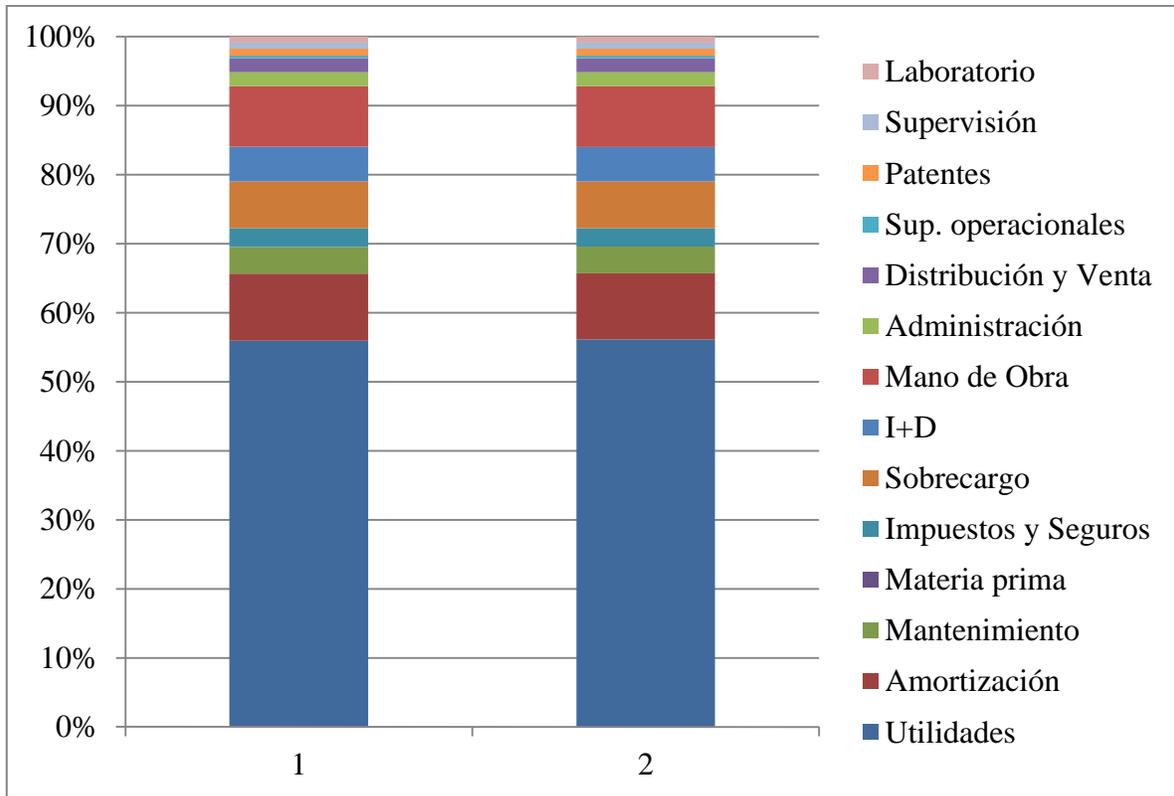


Figura 3.7: Estructura de costos, expresados como porcentaje del costo de operación.

Fuente: Elaboración propia.

En la tabla 3.9 se muestra el costo de operación de las dos variantes estudiadas. La diferencia es de apenas dos mil pesos, aproximadamente, para el mismo volumen de gas natural procesado. Esto se debe fundamentalmente a que el costo de operación del intercambiador de placas y juntas es significativamente menor que el de coraza y tubos.

Tabla 3.9: Volumen de producción (N), tiempo de operación (t_{OP}), costo de producción (COM) y costo por peso producido (cpp) para las alternativas de proceso propuestas

Indicador	Variante I	Variante II
N (m^3/d)	15,43	15,43
t_{OP} (d)	300	300
COM (CUC)	546 516	544 741

Fuente: Elaboración propia.

3.5. Conclusiones parciales

1. Se determinó que el mejor intercambiador de calor técnica y económicamente que se debe colocar antes de la columna regeneradora es el de placas y juntas con un área de 12,2 m².
2. Se determinó que el enfriador de la amina recuperada debe ser un intercambiador de calor enfriado por aire de tiro forzado con un área de 4 034,4 m².
3. Se seleccionó como material de construcción de los intercambiadores acero inoxidable AISI 304, debido a que las sustancias a tratar son corrosivas.
4. Se determinaron los costos de adquisición de los equipos utilizados (\$ 593 866), el capital fijo invertido (\$ 1 045 000) y el costo de operación (\$ 544 741) del proceso caso de estudio.

Conclusiones

1. La planta diseñada logra una recuperación de sulfuro de hidrógeno de 99 % con respecto al gas natural que se procesa.
2. La columna de absorción diseñada es de platos perforados, con 1,07 m de diámetro y una altura de 12,19, permite separar el sulfuro de hidrógeno del gas acompañante del petróleo.
3. La columna regeneradora de amina presenta 18 platos reales, un diámetro de 1,22 m y una altura de 10,97 m, para regenerar la DEA que es el disolvente utilizado en el proceso y separar el ácido sulfhídrico, $H_2S_{(ac)}$.
4. El intercambiador de placas y juntas, con un área de transferencia de calor de $12,2 \text{ m}^2$, garantiza un tiempo de operación sin mantenimiento de un año a un año y medio.
5. Se determinó que el intercambiador de calor enfriado por aire tiene un área de transferencia de calor de $4\,034,4 \text{ m}^2$.
6. Se determinaron los costos de adquisición de los equipos utilizados (\$ 593 866), el capital fijo invertido (\$ 1 045 000) y el costo de operación (\$ 544 741) del proceso caso de estudio.

Recomendaciones

1. Diseñar el condensador y el rehervidor de la columna regeneradora de amina.
2. Diseñar el sistema de flujo de fluidos del proceso estudiado.

Bibliografía

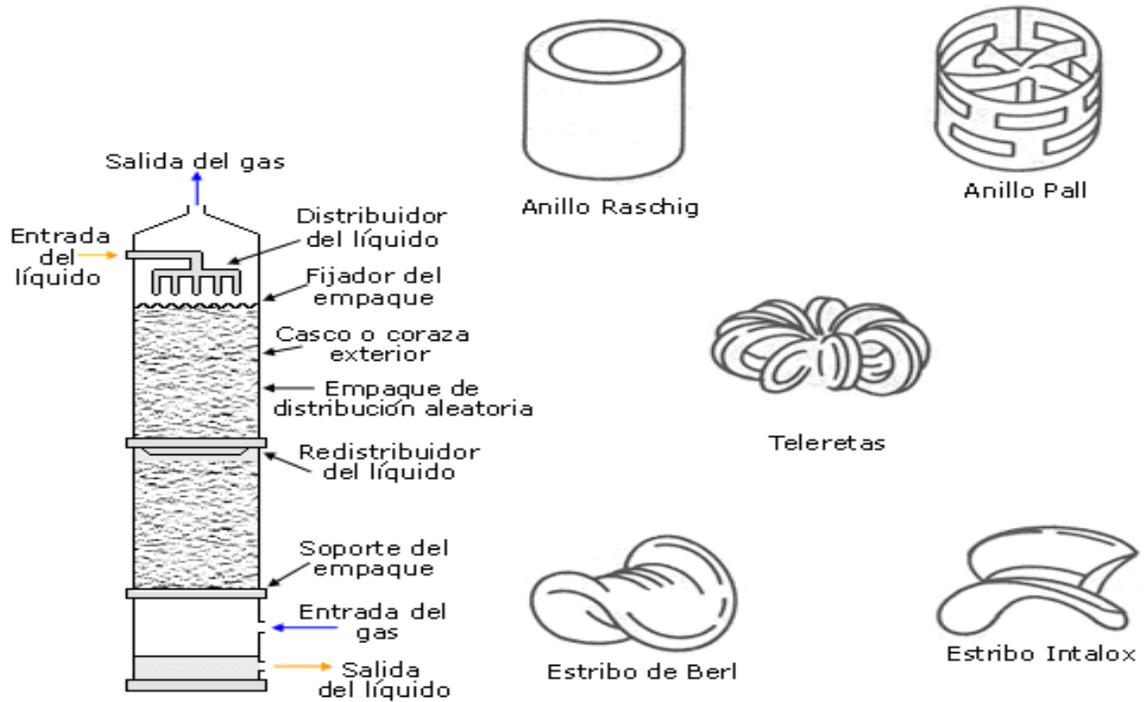
1. Alfonso, E. 2009. Obtención del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo. Trabajo de diploma presentado como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas. Cuba. 2009.
1. Baker. C and Barnette. T. (2010). *A unique natural gas processing success story: Cost-effective expansion created high reliability operations*. Hydrocarbon Processing. January 2010. Volumen 89. No 1. p37.
2. Bedell, S.A; L.L.Pirtle and J.M.Griffin (2007). *Improve mercaptan solubility in amine unit*. Hydrocarbon Processing. January 2007.
2. Bedell. S. A. (2010). *Equilibrium considerations in choosing a gas treating amine: Pursue these guidelines to understand solubility*. Hydrocarbon Processing. January 2010. Volumen 89. No 1. p39.
3. Bejan, A. y Krauss, A. D. 2003. *Heat Transfer Handbook*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
4. Boizán, M y Riverón, L. (1984). Diseño hidráulico de platos de válvulas. Editorial Oriente. 133p.
5. Boyun, G. y Ghalambor, A. 2005. *Natural Gas Engineering Handbook*. Gulf Publishing Company. Texas. ISBN 0-9765113-3-9.
6. Branan, C. Rules of Thumb for Chemical Engineers. Houston: Gulf Publishing Company, 1998. ISBN 0-88415-788-1
7. Bryan Research and Engineering. (2009). *Selecting the best solvent for gas treating*. Hydrocarbon Processing. Vol 88. Pág 79.
8. Colegio Carmen Arriola Morin, 2002. Petróleo y Gas. (Citado 20 de noviembre de 2008) Disponible en: oni.escuelas.edu.ar/2002/buenosaires/petroleo-gas/.
9. Conti, J. y Holtberg, P, 2011. *International Energy Outlook 2011*. U.S Energy Information Administration. DOE/EIA-0484. 2011.
10. Cutlip, M.; Shacham, M. 1999. *Problem solving in chemical engineering with numerical methods*. NJ (USA): Prentice Hall, PTR, 1999, 458 p., 0-13-862566-2.
11. Díaz, Y. 2007. Desarrollo de un Modelo de simulación para la evaluación de ciclo de caldera de gas usando un simulador de proceso. Tesis presentada en opción al grado de Máster en termo energética. Universidad de Matanzas. Cuba. 2007.

12. Galbe, M. 1994. *Ethanol from Wood. An Experimental Study of Pretreatment and Hydrolysis Process Simulation*. Tesis en opción al título de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad de Lund, Suecia.
13. Geankoplis, C.J (2003). *Transport Processes and Separation Process Principles*. Cuarta edición. Prentice-Hall PTR. Upper Saddle River, New Jersey.
14. Haring, Heinz-Wolfgang. (2008). *Industrial Gases Processing*. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co KgaA.
15. Henley, E.J y Seader, J.D. (2000). Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química. México: Reverté Ediciones, S.A. 840 p. ISBN 968-6708-28-6.
16. Hernaez, B, 2009. Influencia de la composición del gas natural en el funcionamiento de los motores alternativos. (Citado el 20 de enero de 2009) Disponible en: dialnet.unirioja.es/serrelet/articulo
17. Himmelblau, D.M., 1997, Principios básicos y cálculos en Ingeniería Química (6ta Ed.), Prentice-Hall Hispanoamericana, Naucalpan de Juárez (México), ISBN 968-880-802-4, 724p.
18. Holman, J.P. (1999). Transferencia de Calor. Octava edición (primera en español). España. McGraw-Hill/Interamericana de España S. A. U. 484p.
19. Huttenhuis P.J.G. (2009). *The Acid Gas Solubility in Aqueous N-Methyldiethanolamine; Experiments and Thermodynamic Modelling*. Ipskamp Drukkers B.V., Enschede, The Netherlands. PhD Thesis, University of Groningen, The Netherlands.
20. Kern, D.Q. (1999). Procesos de Transferencia de Calor. Tlhuaca, México. McGraw Hill Book Company. Compañía Editorial Continental S.A. de C.V. 980 p
21. López, Y. 2007. Desarrollo de un modelo riguroso para el control operacional de un ciclo de vapor. Tesis presentada en opción al grado de Máster en Termo energética. Universidad de Matanzas. Cuba. 2007.
22. Magnusson, H. 2007. *Process Simulation in Aspen Plus of an integrated ethanol and CHP plant*. Master Thesis in Energy Engineering. Department of Applied Physics and Electronics. University of Umeå, Sweden.
23. Mokhatab S, et al. (2006). *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Gulf Professional Publishing. Elsevier Inc. Burlington, MA, USA.

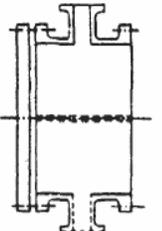
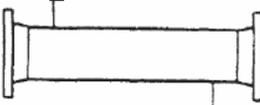
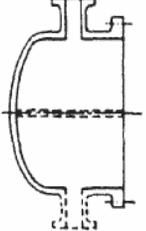
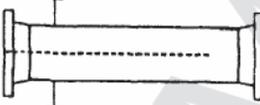
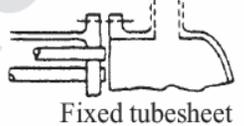
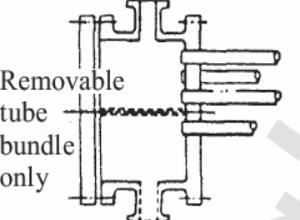
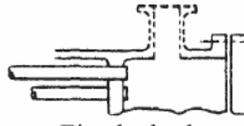
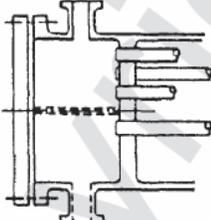
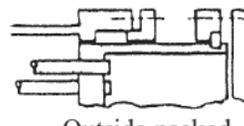
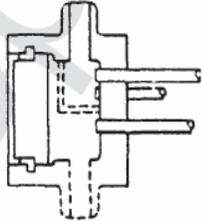
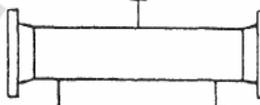
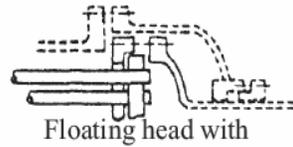
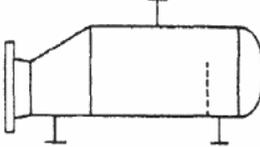
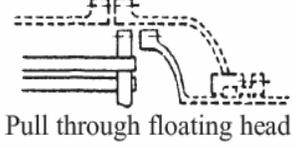
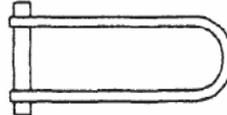
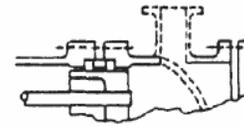
24. Montero, C.; Segundo, E, (2008). Intercambiadores de placas. Segunda Edición. [en línea]. [consulta noviembre, 2009]. Disponible en: hdl.hondle.net/2250/5164/.
25. Nagpal, S. (2010). *Designing a selective MDEA tail-gas treating unit: Following these protocols will enhance sulfur recovery efficiency*. Hydrocarbon Processing. January 2010. Volumen 89. No 1. p43.
26. Pérez, O. 2011. Modelación, simulación y análisis con fines energéticos de destilerías de etanol hidratado. Tesis en opción al título de Doctor en Ciencias Técnicas. La Habana, Cuba.
27. Perry, R.H. (2008). *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. Octava Edición. McGRAW – HILL. Barcelona.
28. Peters, M. S., Timmerhaus, K. D. 1991. Plant Design and Economics for chemical Engineers. 4th Ed. Singapore: McGraw-Hill
29. Petlyuk, F.B. (2004). *Distillation Theory and its application to optimal design of separation units*. Editorial Cambridge University Press.
30. Pino, Y. 2010. Diseño preliminar de una planta química para separar el sulfuro de hidrógeno del gas acompañante del petróleo. Trabajo de Diploma presentado en opción al título de Ingeniera Química. Universidad de Matanzas. Cuba. 2010.
31. Scenna, N. 1999. Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. Argentina: Universidad Tecnológica Nacional, 1999, 950-42-0022-2.
32. Smith, R. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. West Sussex: John Wiley and Sons.
33. Speight, J.G, 2009. *Natural Gas, the clean fuel: Emissions control and environmental aspect*. Hydrocarbon processing. January 2009. Vol 88 no.1, p 67-70. ISSN 0018-8190.
34. Treybal, Robert E. (1999). Operaciones con transferencia de masa. 2da Edición revolucionaria. 178-190p.
35. Walas, S.M. (2010). *Chemical process equipment, Selection and design*. Editorial Reed Publishing Inc. USA: MIT. ISBN: 0-7506-9385-1 .774 p.
36. Wankat. Phillip C. (2008). Ingeniería de proceso de separación. Segunda Edición. Pearson Educación, México. ISBN: 978-970-26-1281-0. Pág 768 Younger, A.H, et al. (2004). *Natural gas processing. Principles and technology*. University of Calgary.

Anexos

Anexo 1: Estructura de una columna de relleno, y tipos de relleno.



Anexo 2: Normativa TEMA.

Front End Stationary Head Types		Shell Types		Rear End Head Types	
A	 <p>Channel and removable cover</p>	E	 <p>One pass shell</p>	L	 <p>Fixed tubesheet like "A" stationary head</p>
B	 <p>Bonnet (integral cover)</p>	F	 <p>Two pass shell with longitudinal baffle</p>	M	 <p>Fixed tubesheet like "B" stationary head</p>
C	 <p>Removable tube bundle only Channel integral with tube-sheet and removable cover</p>	G	 <p>Split flow</p>	N	 <p>Fixed tubesheet like "N" stationary head</p>
N	 <p>Channel integral with tube-sheet and removable cover</p>	H	 <p>Double split flow</p>	P	 <p>Outside packed floating head</p>
D	 <p>Special high pressure closure</p>	J	 <p>Divided flow</p>	S	 <p>Floating head with backing device</p>
		K	 <p>Kettle type reboiler</p>	T	 <p>Pull through floating head</p>
		X	 <p>Cross flow</p>	U	 <p>U-Tube bundle</p>
				W	 <p>Externally sealed floating tubesheet</p>

Anexo 3: Coeficientes de transferencia de calor del intercambiador de tubo y coraza (BEM).

Film Coefficients	W/(m ² K)	Shell Side		Tube Side	
		Bare area (OD) / Finned area		Bare area (OD) / ID area	
Overall film coefficients		7119,6	/	7675,4	/ 8829
Vapor sensible		0	/	0	/
Two Phase		7316,4	/	12773,6	/ 14693,6
Liquid sensible		5868,2	/	7663,8	/ 8815,8
Heat Transfer Parameters		In	Out	In	Out
Prandtl numbers	Vapor		0,74		
	Liquid	7,95	4,33	2,89	4,46
Reynolds numbers	Vapor Nominal		291,73		
	Liquid Nominal	9156,72	16781,04	88251,06	56149,18

Temperature Difference	°C	Heat Flux (based on tube O.D.)	kW/m ²
Overall Effective MTD	24,04	Overall actual flux	68,2
One pass counterflow MTD	31,17	Critical flux	133,7
LMTD based on end points	31,06	Highest actual flux	111,8
Effective MTD correction factor	0,77	Highest actual/critical flux	0
Wall Temperatures		°C	
Shell mean metal temperature			79,83
Tube mean metal temperature			92,8
Tube wall temperatures (highest / lowest)			114,4 / 80,03

Heat Load Summary	Shell Side		Tube Side	
	kW	% total	kW	% total
Vapor only	0	0	0	0
2-Phase vapor	0	0	0	0
Latent heat	11,4	0,69	0	0
2-Phase liquid	1477,4	89,68	0	0
Liquid only	158,5	9,62	1667	100
Total	1647,3	100	1667	100

Anexo 4: Detalles técnicos de la caída de presión en el intercambiador de calor de tubo y coraza (BEM).

Pressure Drop	bar	Shell Side			Tube Side		
Maximum allowed		0,68948			0,68948		
Total calculated		0,16551			0,46277		
Gravitational		0			0		
Frictional		0,16555			0,46382		
Momentum change		-0,00004			-0,00105		
Pressure drop distribution	m/s	bar	%dp	m/s	bar	%dp	
Inlet nozzle	0,65	0,00332	2	0,67	0,00223	0,48	
Entering bundle	0,48			2,05	0,04117	8,88	
Inside tubes				2,05 1,99	0,35624	76,81	
Inlet space Xflow	0,36	0,0097	5,86				
Bundle Xflow	0,48 0,53	0,09625	58,14				
Baffle windows	0,54 0,6	0,01938	11,71				
Outlet space Xflow	0,39	0,01307	7,9				
Exiting bundle	0,82			1,99	0,05447	11,74	
Outlet nozzle	2,14	0,02384	14,4	1,92	0,00971	2,09	
Liquid outlet nozzle							
Vapor outlet nozzle							
Intermediate nozzles							

Anexo 5: Análisis térmico de la corriente del lado de la coraza del intercambiador de calor de tubo y coraza (BEM).

Shell Side Flow Fractions	Inlet	Middle	Outlet	Diam. Clearance mm
Crossflow	0,34	0,27	0,34	
Window	0,8	0,65	0,8	
Baffle hole - tube OD	0,12	0,21	0,12	0,79
Baffle OD - shell ID	0,08	0,14	0,08	3,18
Shell ID - bundle OTL	0,28	0,23	0,28	12,7
Pass lanes	0,17	0,15	0,17	

Rho*V2 analysis	Flow Area mm ²	Velocity m/s	Density kg/m ³	Rho*V2 kg/(m s ²)	TEMA limit kg/(m s ²)
Shell inlet nozzle	18639	0,65	1083,47	457	2232
Shell entrance	27724	0,44	1083,47	206	5953
Bundle entrance	25459	0,48	1083,47	245	5953
Bundle exit	16462	0,82	959,14	642	5953
Shell exit	8630	1,58	959,14	2406	5953
Shell outlet nozzle	6379	2,14	959,14	4405	
	mm²	m/s	kg/m³	kg/(m s²)	kg/(m s²)
Tube inlet nozzle	18639	0,67	967,2	440	8928
Tube inlet	6139	2,05	967,2	4055	
Tube outlet	6139	1,99	994,61	3943	
Tube outlet nozzle	6379	1,92	994,61	3653	

Anexo 6: Detalles mecánicos del intercambiador de calor de tubo y coraza (BEM).

Unit Configuration					
Exchanger Type		BEM	Tube number		114
Position		Hor	Tube length actual	mm	3657,6
Arrangement		1 par 1 ser	Tube passes		4
Baffle type		Single segmental	Tube type		Plain
Baffle number		16	Tube O.D.	mm	19,05
Spacing (center-center)	mm	203,2	Tube pitch	mm	23,81
Spacing at inlet	mm	273,05	Tube pattern		30
		Shell	Kettle	Front head	Rear head
Outside diameter	mm	355,6		355,57	355,57
Inside Diameter	mm	346,05		346,05	346,05
		<div style="display: flex; justify-content: space-around; border-top: 1px solid black; border-bottom: 1px solid black;"> Shell Side Tube Side </div>			
Nozzle type		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Number of nozzles		1	1	1	1
Actual outside diameter	mm	168,28	101,6	168,28	101,6
Inside diameter	mm	154,05	90,12	154,05	90,12
Height under nozzle	mm	47,91	18,74		
Dome inside diameter	mm				
Vapor belt inside diameter	mm				
Vapor belt inside width	mm				
Vapor belt slot area	mm ²				
Impingement protection		No impingement	No impingement	No impingement	
Distance to tubesheet	mm	3460,75	158,75		

Anexo 7: Detalles mecánicos de los tubos del intercambiador de calor de tubo y coraza (BEM).

Tubes					
Type		Plain	Total number		114
Outside diameter	mm	19,05	Number of tubes plugged		0
Inside diameter	mm	16,56	Tube length actual	mm	3657,6
Wall thickness	mm	1,24	Tube length effective	mm	3594,1
Area ratio Ao/Ai		1,15	Tubesheet thickness	mm	28,58
Pitch	mm	23,81	Material		SS 304
Pattern		30	Thermal conductivity	W/(m K)	16,321
External enhancement			Internal enhancement		
Low circumferential fins			Low longitudinal fins		
Fin density	#/m		Fin number		0
Fin height	mm		Fin thickness	mm	
Fin thickness	mm		Fin height	mm	
Tube root diameter	mm		Fin spacing	mm	
Tube wall thickness under fin	mm		Cut and twist length	mm	
Tube inside diameter under fins	mm				

Anexo 8: Detalles mecánicos de los baffles del intercambiador de calor de tubo y coraza (BEM).

Baffles				
Type	Single segmental		Baffle cut: inner / outer / interm	
Tubes in window	Yes		Actual (% diameter)	/ 38,99 /
Number	16		Nominal (% diameter)	/ 40 /
Spacing (center-center)	mm	203,2	Actual (% area)	/ 36,11 /
Spacing at inlet	mm	273,05	Cut orientation	V
Spacing at outlet	mm	273,05	Thickness	mm 3,18
Spacing at central in/out for G,H,I,J shells	mm		Tube rows in baffle overlap	3
Spacing at center of H shell	mm		Tube rows in baffle window	5,5
End length at front head	mm	304,8	Baffle hole - tube od diam clearance	mm 0,79
End length at rear head	mm	304,8	Shell id - baffle od diam clearance	mm 3,18
VariableBaffles				
Baffle spacing	mm			
Baffle cut percent, outer				
Baffle cut percent, inner				
Number of baffle spaces				
Baffle region length	mm			
Baffle cut area percent, outer				
Baffle cut area percent, inner				

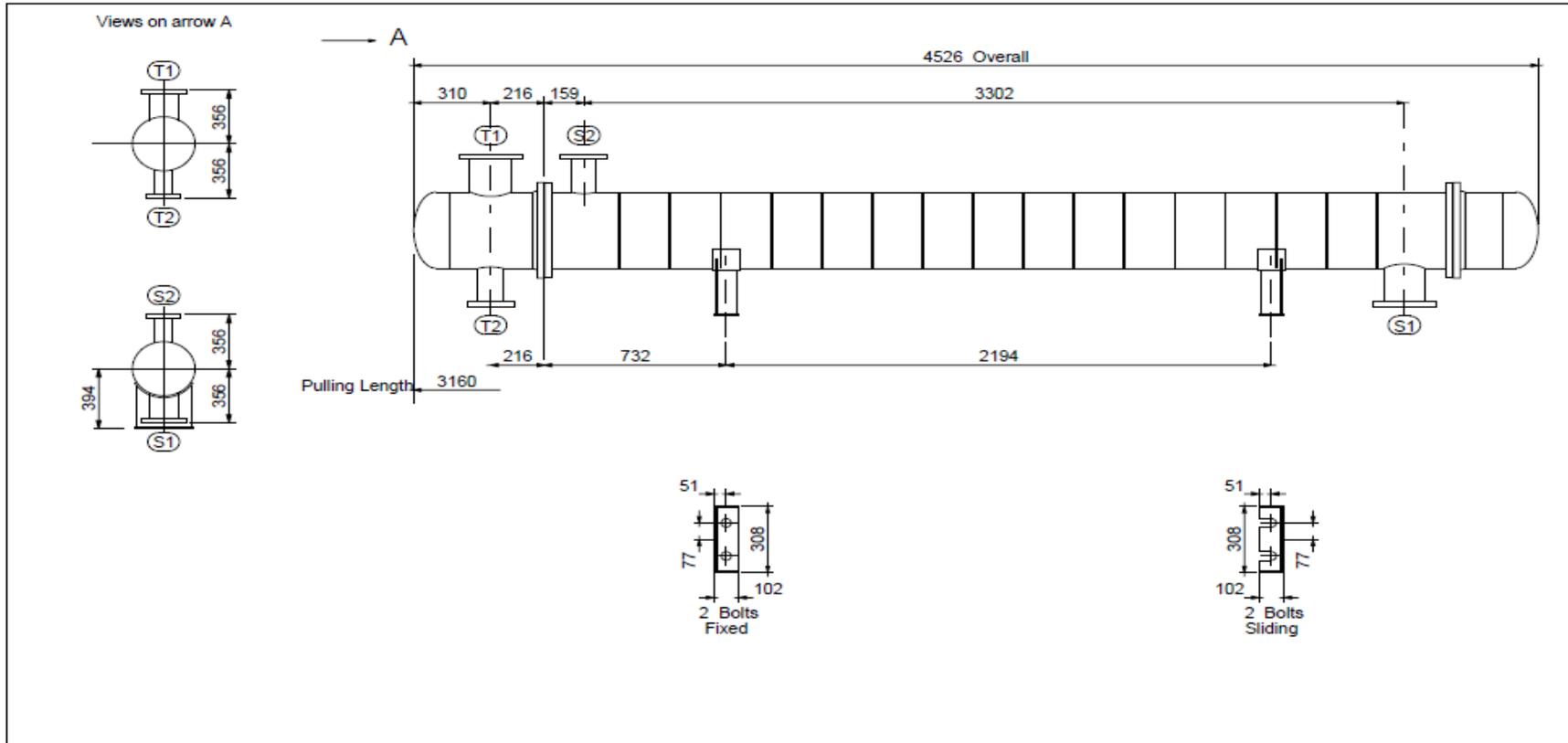
Anexo 9: Detalles mecánicos del haz de tubos del intercambiador de calor de tubo y coraza (BEM).

Bundle					
Shell ID to center 1st tube row	mm		Tube passes		4
From top		18,74	Tube pass layout		Mixed (H)
From bottom		47,91	Tube pass orientation		Horizontal
From right		22,3	U-bend orientation		undefined
From Left		22,3	Horizontal pass lane width	mm	15,88
Impingement protection		None	Vertical pass lane width	mm	15,88
Impingement distance	mm		Interpass tube alignment		No
Impingement plate diameter	mm		Deviation in tubes/pass		3,51
Impingement plate width	mm		Outer tube limit	mm	333,35
Impingement plate length	mm		Shell id - bundle otl diam clearance	mm	12,7
Impingement plate thickness	mm		Tie rod number		4
Gross surface area per shell	m ²	25	Tie rod diameter	mm	9,55
Effective surface area per shell	m ²	24,5	Sealing strips (pairs)		2
Bare tube area per shell	m ²	24,5	Tube to tubesheet joint		Exp.
Finned area per shell	m ²	0	Tube projection from front tsht	mm	3,18
U-bend area per shell	m ²	0	Tube projection from rear tsht	mm	3,18

Anexo 10: Resumen económico del intercambiador de calor de tubo y coraza (BEM).

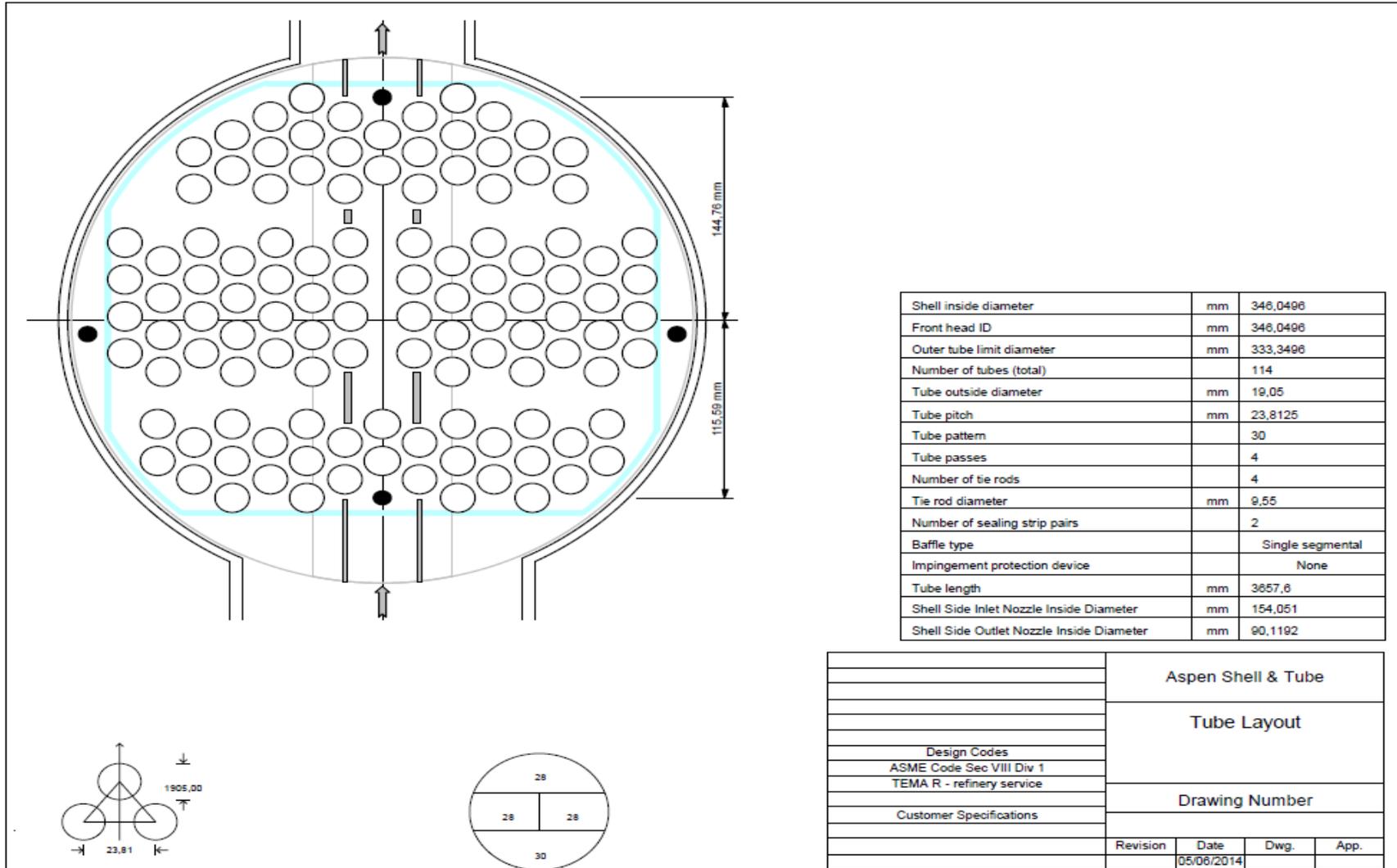
Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	229,6	Labor cost	8713
Front head	54,7	Tube material cost	2230
Rear head	31,5	Material cost (except tubes)	4825
Shell cover			
Bundle	310,3		
Total weight - empty	626,1	Total cost (1 shell)	15768
Total weight - filled with water	983,5	Total cost (all shells)	15768

Anexo 11: Esquema general del intercambiador de calor de tubo y coraza (BEM).



Nozzle Data					Design Data		Units	Shell	Channel	Aspen Shell & Tube Exchanger				
Ref	OD	Wall	Standard	Notes	Design Pressure	bar(g)	6,89	3,45	Setting Plan BEM 346 - 3658 Drawing Number Revision Date Dwg. Chk. App. 05/06/2014					
S1	168 mm	7,1 mm	150 ANSI Slip on		Design Temperature	C	132,22	160,						
S2	102 mm	5,7 mm	150 ANSI Slip on		Full Vacuum									
T1	168 mm	7,1 mm	150 ANSI Slip on		Corrosion Allowance	mm	0,	0,						
T2	102 mm	5,7 mm	150 ANSI Slip on		Test Pressure	bar(g)								
					Number of Passes		1	4						
					Radiography									
					PWHT									
					Internal Volume	m³	0,34	0,0798						
					Weight Summary									
					Empty	Flooded	Bundle							
					1380 kg	2168 kg	684 kg							
Design Codes										Customer Specifications				
ASME Section VIII Div. 1														
TEMA R														

Anexo 12: Distribución interna de los tubos del intercambiador de calor de tubo y coraza (BEM).



Anexo 13: Pasos de optimización del intercambiador de calor de placas y juntas.

	A
Passes, HS	1
Passes, CS	1
Total channels, HS	18
Total channels, CS	18
Chevron angle	Degrees 45
Plate area	m² 0,348
Port diameter	mm 75
Horizontal port C-C space	mm 232,5
Vertical port C-C space	mm 1077,85
Dp for plates, HS	bar 0,61127
Dp for ports, HS	bar 0,04029
Dp for plates, CS	bar 0,38186
Dp for ports, CS	bar 0,05107
Area ratio - actual/reqd	1,01
Maldistribution indication	No
Program Mode	Design

Anexo 14: Resumen de los coeficientes globales del intercambiador de calor de placas y juntas.

Overall Coefficient/Resistance Summary			Clean	Dirty
Required area		m ²	12	12
Area ratio: actual/required			1,01	1,01
Overall coefficient		W/(m ² K)	4425,2	4425,2
Overall heat transfer resistance		m ² K/W	0,00023	0,00023
Hot side fouling		m ² K/W	0.0	0
Cold side fouling			0.0	0
Resistance Distribution	W/(m² K)	m² K/W	%	%
Hot side coefficient	11534,3	0,00009	38,37	38,37
Hot side fouling		0		0
Wall	27339,1	0,00004	16,19	16,19
Cold side fouling		0		0
Cold side coefficient	9737	0,0001	45,45	45,45

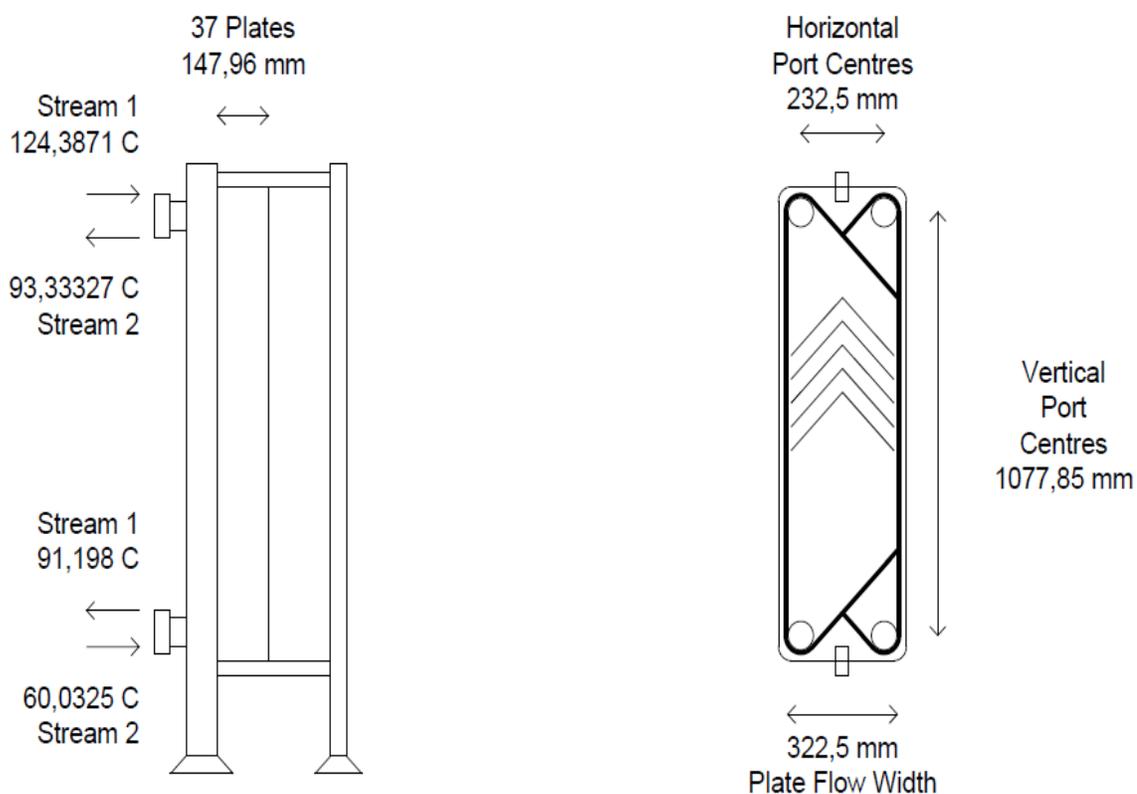
Anexo 15: Coeficientes peliculares del intercambiador de calor de placas y juntas.

Film Coefficients		W/(m ² K)		Hot Side		Cold Side	
Overall film coefficients				11534,3		9737	
Heat Transfer Parameters				In	Out	In	Out
Prandtl numbers	Vapor						0,74
	Liquid		2,89	4,46	7,95		4,33
Reynolds numbers	Vapor Nominal						81,87
	Liquid Nominal		9633,39	6129,18	3539,68		6478,74

Anexo 16: Detalles mecánicos del intercambiador de calor de placas y juntas.

Plate Details					
Effective chevron angle	Degrees	45	Horizontal port centers distance	mm	232,5
Chevron angle to horizontal	Degrees		Vertical port centers distance	mm	1077,85
Chevron angle mixed	Degrees		Port diameter	mm	75
Plate length	mm	1167,85	Plate width	mm	322,5
Plate width	mm	322,5	Plate pitch	mm	4,11
Plate thickness	mm	0,6	Plate Area	m²	0,348

Anexo 17: Detalles mecánicos del intercambiador de calor de placas y juntas.



Actual surface area	12,861 m ²	Plate thickness	0,6 mm
Number of passes Stream 1 / 2	1 / 1	Compressed plate pitch	4,11 mm
Effective channels Stream 1 / 2	18 / 18	Area of each plate	,348 m ²
Number of exchangers	1	Chevron angle (to horizontal)	45
		Material type	SS-304
		Port diameter	75 mm

Anexo 18: Resumen del diseño del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101).

Tubes per bundle		120
Tube rows deep		3
Tube length	m	9,144
Tube passes		6
Bundles in parallel		1
Bays in parallel		2
Area, required	m²	3460,5
Area, actual	m²	4034,4
Area ratio (Actual/Reqd.)		1,17
Pressure drop, outside	Pa	181
Xflow outlet temperature	°C	35
Pressure drop, tube side	bar	0,3198
Dp ratio tubeside		0,93
Total price	Dollar(US)	100390
Operating cost	Dollar(US)	42201

Anexo 19: Diseño del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101).

Process Data		Tube Side		X-Side		Heat Transfer Parameters			
		In	Out	In	Out				
Total flow	kg/s	12,2957		244,8227		Total heat load	kW	2739,8	
Gas				244,8227	244,8227	Effective MTD	°C	25,24	
Vapor		0	0			Actual/required area ratio(dirty/clean)		1,17 / 1,17	
Liquid		12,2957	12,2957			Coef/Resist (Bare)	W/(m ² K)	m ² K/W	%
Cond./Evap.		0		0		Tube side film	2268,5	0,00044	32,49
Temperature	°C	90,35	32,64	23,89	35,01	Tube side fouling		0	0
Quality/Humidity ratio		0	0			Tube wall	8480	0,00012	8,69
Pressure	bar	1,48237	1,16257			Outside fouling		0	0
	Pa			101326	101326	Outside film	1253,2	0,0008	58,82
DP		0,3198		181		Overall fouled	737,1	0,00136	
Velocity	m/s	0,81	0,78	9,34	9,69	Overall clean	737,1	0,00136	
Liquid Properties						Tube Side Pressure Drop			
Density	kg/m ³	994,91	1028,51				bar	%	
Viscosity	mPa s	0,5841	2,0135			Inlet nozzle	0,01639	5,12	
Specific heat	kJ/(kg K)	4,003	3,717			Inlet header	0,00017	0,05	
Th Cond	W/(m K)	0,5249	0,476			Inside tubes	0,29161	91,04	
Surface tension	N/m					Across pass connections	0,00437	1,37	
Vapor Properties						Other header	0,00021	0,07	
Density	kg/m ³			1,19	1,15	Outlet nozzle	0,00755	2,36	
Viscosity	mPa s			0,0183	0,0188	Outside Pressure Drop			
Specific heat	kJ/(kg K)			1,007	1,007	Ground clearance	0	0	
Th Cond	W/(m K)			0,026	0,0269	Fan inlet	30	13,76	
Two-Phase Properties						Bundle	169	76,16	
Latent heat	kJ/kg					Louvers	0	0	
Molecular weight				28,96		Steam Coil	0	0	
						Plenum	21	9,67	

Anexo 19: Diseño del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101) (Continuación).

Heat Transfer Parameters					Heat Load		kW		
Reynolds No. vapor			15383,46	14964,46	Vapor	0			
Reynolds No. liquid	30323,95	8796,15			Cond./Evap.	0			
Prandtl No. vapor			0,71	0,71	Liquid	2739,8			
Prandtl No. liquid	4,45	15,72			Input/Actual duty ratio	1			
Tubes / Fin					Last row number				
Tubes per bundle	120		Tube OD / ID		mm	25,4 / 22,1	/	/	/
Tube material	SS 304		Fin type		G-finned				
Length effective	m	8,9662	Fin material		Aluminum 1060				
Length actual	m	9,144	Fin tip diameter		mm	57,15			
Transverse pitch	mm	60	Fin thickness		mm	0,28			
Longitudinal pitch	mm	51,96	Fin frequency		#/m	433			
Pitch angle		30	Root diameter		mm	25,4			
Th Cond	W/(m K)	14,9738	Th Cond		W/(m K)	232,6523			
Surface effectiveness		0,8	Surface effectiveness		0,8				
X-side and Fan					Headers and Nozzles			Weights	
Type draft	Forced				Inlet		Other		kg
Fans/bay	3				Box		Box		Inlet header
Vol./fan (Act/Std)	m ³ /s	34,326	34,012		Header depth		mm		300
Face vel. (Act/Std)	m/s	4,72	4,68		In		Out		300
Fan diam./% cov.	m	1,8288	35,47		No. of nozzles		1		1
Sum./Win. des. Temp	°C	23,89	0		Nozzle ID		mm		66,65
Abs pwr/fan-Winter	kW	10,927			Hom. Velocity		m/s		1,77
Abs pwr/fan-Summer	kW	10,048			Rho*V2		kg/(m s ²)		3121
Drive efficiency	95				66,65		66,65		1,71
Fan efficiency	65				3121		3019		3019
									Outlet nozzle
									5,7
									Tubes and fins
									1817,5
									Side frms/supports
									1026,2
									Bundle - dry
									3673,1
									Bundle - wet
									4318,4
									Unit bundles - dry
									7346,2
									Unit bundles - wet
									8636,8

Anexo 20: Detalles térmicos generales del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101).

Design with fixed outside flow			Outside		Tube Side	
Total mass flow rate	kg/s		244,8227		12,2957	
Vapor mass	kg/s		244,8227	244,8227	0	0
Liquid mass	kg/s				12,2957	12,2957
Vapor mass quality			0	0	0	0
Temperature	°C		23,89	35,01	90,35	32,64
Dew / bubble point temperatures	°C					
Humidity ratio						
Operating pressure	Pa / bar		101326	101326	1,48237	1,16257
Film coefficients	W/(m ² K)		1253,2		2268,5	
Fouling resistance	m ² K/W		0		0	
Velocity (highest)	m/s		9,34 /	9,69	0,81 /	0,78
Pressure drop (allow/calc.)	Pa / bar		200 /	181	0,34474 /	0,3198
Total heat exchanged	kW	/2739,8	Bay per unit	2	Tube OD	25,4 mm
Overall bare coeff. (dirty/clean)	W/(m ² K)	737,1 / 737,1	Bundles/bay	1	Tube tks	1,65 mm
Effective MTD	°C	25,24	Tubes/bundle	120	Tube Length	9,144 m
Effective surface (bare tube)	m ²	171,7	Rows deep	3	Fin OD	57,15 mm
Effective surface (total)	m ²	4034,4	Tube passes	6	Fin tks	0,28 mm
Area ratio: actual/required		1,17	Fans/bay	3	Fin frequency	433 #/m

Anexo 20: Detalles térmicos generales del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101) (Continuación).

Overall Coefficient/Resistance Summary			Clean	Dirty	Max Dirty
Area required (total)	m ²		3460,5	3460,5	4034,4
Area required (bare tube)	m ²		147,3	147,3	171,7
Area ratio: actual/required			1,17	1,17	1.0
Overall coefficient	W/(m ² K)		737,1	737,1	632,2
Overall resistance	m ² K/W		0,00136	0,00136	0,00158
Outside fouling	m ² K/W		0.0	0	0
Tube side fouling			0.0	0	0
Resistance Distribution	W/(m² K)	m² K/W	%	%	%
Outside film	1253,2	0,0008	58,82	58,82	50,45
Outside fouling		0		0	0
Tube wall	8480	0,00012	8,69	8,69	7,46
Tube side fouling		0		0	14,23
Tube side film (bare)	2268,5	0,00044	32,49	32,49	27,87

Anexo 21: Coeficientes globales y peliculares de transferencia de calor del intercambiador enfriado por aire (E-101).

Film Coefficients		W/(m² K)		Outside		Tube Side	
Overall film coefficients				1253,2		2268,5	
Multiple phase coefficients				1253,2			
Vapor sensible							
Two Phase							
Liquid sensible						2578,2	
Heat Transfer Parameters				In	Out	In	In
Prandtl numbers	Vapor			0,71	0,71	4,45	15,72
	Liquid						
Reynolds numbers	Vapor (Diameter)			15383,46	14964,46	30323,95	8796,15
	Liquid (Diameter)						
Reynolds numbers	Vapor(Hydraulic)			2133,34	2075,23		
	Liquid(Hydraulic)						
Heat Load Summary				Outside		Tube Side	
				kW	% total	kW	% total
Vapor only				2742,7	100	0	0
2-phase				0	0	0	0
Liquid only						2739,8	100
Total				2742,7	100	2739,8	100

Anexo 22: Distribución de la presión en el lado de los tubos del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101).

Tube Side Pressure Distribution	bar	%dp
Inlet nozzle	0,01639	5,12
Inlet header	0,00017	0,05
Through tubes	0,29161	91,04
Across passes	0,00437	1,37
Other header	0,00021	0,07
Outlet nozzle	0,00755	2,36
Pressure drop (allow/calc.)	0,34474 / 0,3198	

Anexo 23: Detalles mecánicos del haz de tubos del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101).

Unit				
Bays in parallel per unit		2	A or V frame	None
Bundles in parallel per bay		1	Tube inclination	Horizontal
Fans per bay		3	Tube side flow orientation	Counter Current
Bay width	m	2,55	Outside stream flow direction	Degrees 0
Bundle width	m	2,43	Fan diameter	m 1,8288
Unit length	m	9,744	Plenum depth	m 0,7315
Unit width	m	5,1648	Ground clearance	m 2,7432
Unit height	m	0,1559	Distance from bundle to exchanger exit	m
Bundle				
Tubes per bundle		120	Number of tube types	1
Tube rows per bundle		3	Tube row arrangement	Staggered-even rows to right
Tubes per row per bundle		40	Tube transverse pitch	mm 60
Tube passes per bundle		6	Tube row longitudinal pitch	mm 51,96
Total tube length	m	9,144	Layout angle	Degrees 30
Effective tube length	m	8,9662	Area ratio finned to bare	23,5
Tubesheet(s) thickness	mm	50,8	Total surface effectiveness	0,8
Tube support width	mm	25,4	External enhancement	
Number of tube supports		5	Internal enhancement	

Anexo 24: Detalles mecánicos del ventilador del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101).

Fan				
Draft type	Forced	Air quantity (Act / Std)	m ³ /s 34,326 / 34,012	
Total number of fans	6	Face velocity (Act/Std)	m/s 4,72 / 4,68	
Fans per bay	3	Temperature (Act/Std)	°C 23,89 / 21,1	
Fan diameter	m 1,8288	Pressure (Act/Std)	bar 1,01296 / 1,013	
Bundle face area	m ² 22,2	Density (Act/Std)	kg/m ³ 1,19 / 1,2	
Fan coverage %	35,47	Design temperature (summer/winter)	°C 23,89 / 0	
Number of blades		Brake power (summer/winter)	kW 10,048 / 10,927	
Fan blade pitch		Total brake power (winter)	kW 65,561	
Fan hub diameter	m	Fan drive efficiency %	95	
Vendor for actual fan		Fan efficiency %	65	
Fan Noise Level		Low Performance	High Performance	Actual
Fan rotational speed	RPM	933,26	568,58	
Sound power level (per fan)	dB	110,85	98,83	
Sound power level (per unit)	dB	118,64	106,61	
Sound pressure level (1 m from fan)	dB	102,62	90,6	
Sound pressure level (0.3 m from bundle)	dB	95,96	83,93	

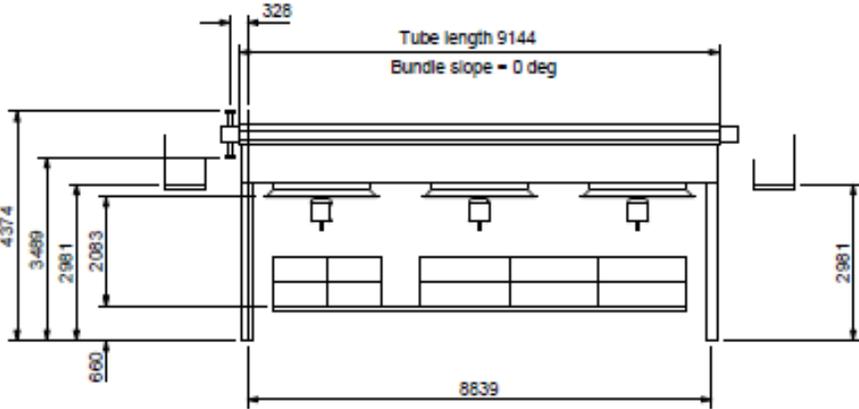
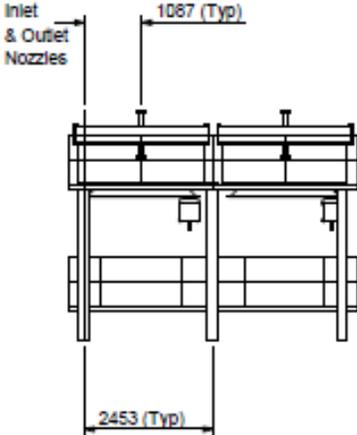
Anexo 25: Detalles mecánicos de las boquillas y los cabezales del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101).

Nozzle		Inlet	Outlet
Number (per circuit)		1	1
Inside diameter	mm	66,65	66,65
Outside diameter	mm	88,9	88,9
Orientation	Degrees	90	-90
Homogenous velocity	m/s	1,77	1,71
Rhov2	kg/(m s ²)	3121	3019
Flange diameter	mm	173,9	173,9
Flange thickness	mm	25	25
Header		Inlet	Other
Material		SS 304	SS 304
Type		Box	Box
Depth	mm	300	300
Thickness, short wall	mm	22,22	22,22
Thickness, long wall	mm	28,58	28,58
Cover thickness	mm	7,94	7,94
Tubesheet thickness	mm	25,4	25,4

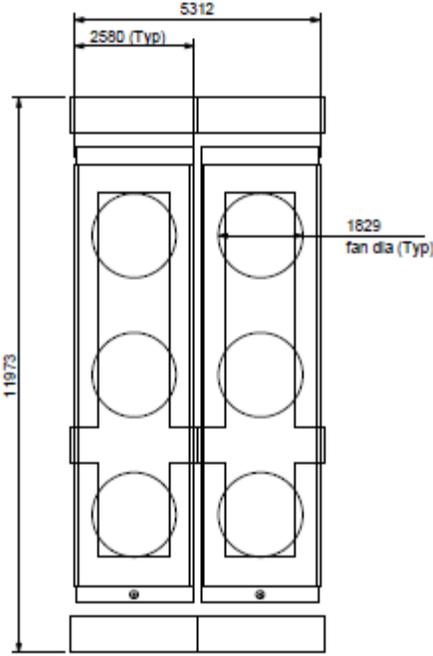
Anexo 26: Detalles mecánicos del peso y el volumen del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101).

Weights	kg	Volumes	m³
Inlet header	409	Inlet header	0,0515
Other header	409	Other header	0,0515
Inlet nozzle(s)	5,7	Inlet nozzle(s)	0,0007
Outlet nozzle(s)	5,7	Outlet nozzle(s)	0,0007
Tubes and fins	1817,5	Tube(s)	0,4208
Frame support	1026,2		
Bundle (Dry)	3673,1	Bundle	0,5252
Bundle (Filled with water)	4318,4		
Unit weight (Dry)	7346,2	Unit	1,0504
Unit (Filled with water)	8636,8		

Anexo 27: Esquema del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101).



**Anexo 27: Esquema del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101)
(Continuación).**



Anexo 28: Análisis de costo del intercambiador de calor enfriado por aire (E-101).

Cost data	Dollar(US)	Weights	kg
Labor cost	40381	Inlet header	409
Tube material cost	38314	Other header	409
Total material cost (excluding tubes)	14910	Inlet nozzle(s)	5,7
Total fan cost	6786	Outlet nozzle(s)	5,7
Equipment cost	100390	Tubes and fins	1817,5
		Frame support	1026,2
Power cost per KW/hr	0,06	Bundle (Dry)	3673,1
Operating period	Hours 8000	Bundle (Filled with water)	4318,4
Operating cost	42201		
		Unit weight (Dry)	7346,2
Operating and equipment cost	142591	Unit (Filled with water)	8636,8

Anexo 29: Tipos de enfriadores.

