UCA Universidad de Cádiz

Universidad de **Cádiz**

Proyectos de fin de carrera de **Ingeniería Química**



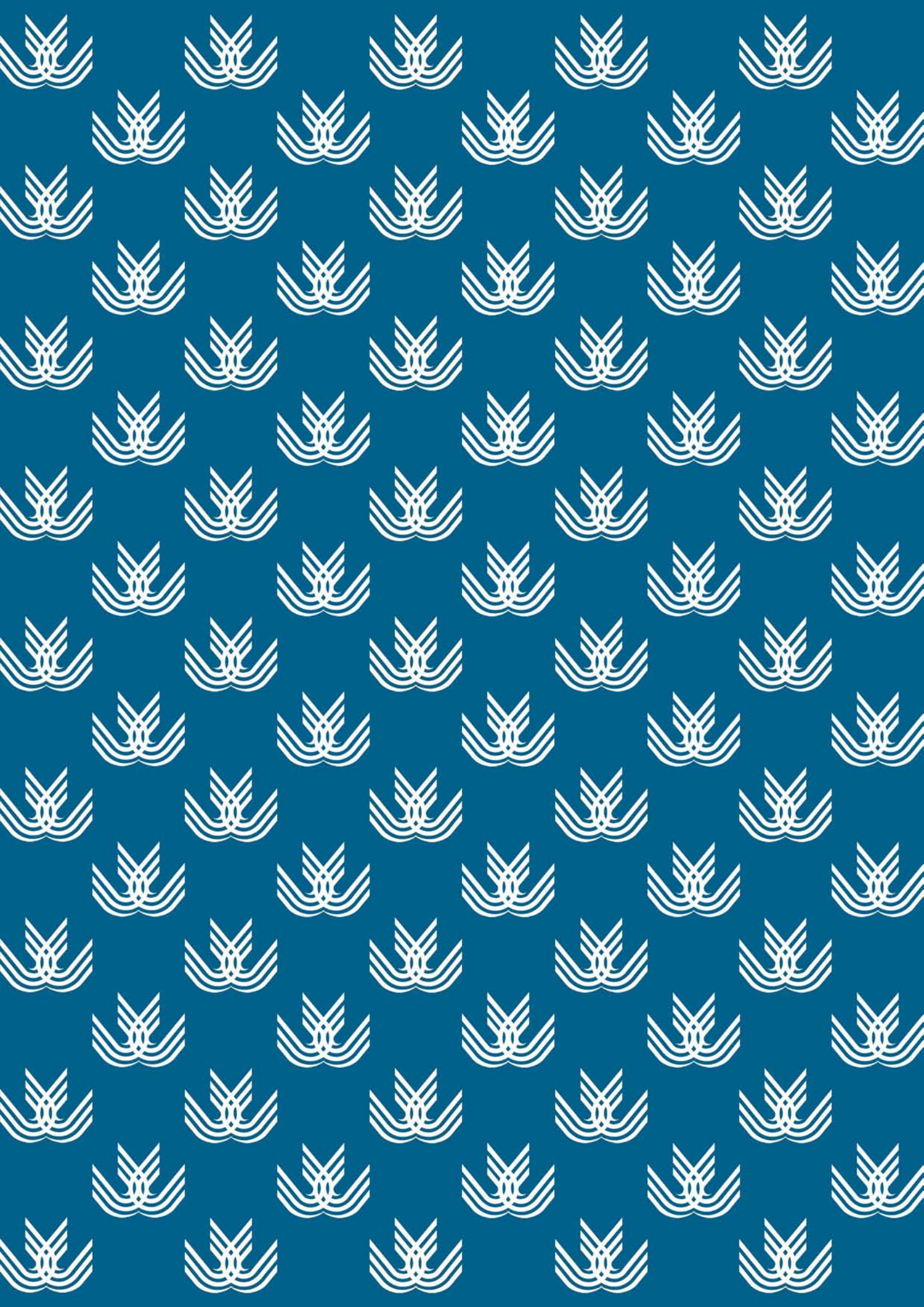
Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Titulo: Diseño de una planta de aminas para tratamiento de la corriente de hidrocarburos gaseosa procedente del reactor catalítico de lecho fluidizado (FCC) en refinería

Autor: Ángel Samuel SÁEZ SÁEZ

Fecha: Junio 2015



Resumen del proyecto fin de carrera

Desde la revolución industrial, que comenzó a finales del siglo XVIII, la sociedad occidental no ha dejado de experimentar profundas transformaciones tecnológicas que han ido siempre acompañadas de grandes cambios sociales y demográficos.

Con este incesante incremento de la población mundial y la cada vez más accesible tecnología, se hace patente una mayor necesidad energética para satisfacer los requerimientos que permitan garantizar la continuidad de su desarrollo.

Una de las principales fuentes de energía que se ha utilizado desde hace siglos, que se sigue utilizando en la actualidad y que posiblemente continúe siendo de vital importancia en el futuro, es el petróleo.

De este modo, en los últimos siglos y sobre todo desde la aparición del automóvil, la industria petrolera comenzó a desarrollarse de manera exponencial.

Una de las mayores preocupaciones de esta industria ha sido siempre la eliminación de los contaminantes que el crudo trae consigo del subsuelo. En este último siglo y sobre todo a partir de los años cincuenta se han desarrollado multitud de métodos para la eliminación de contaminantes en los efluentes de las refinerías, debido principalmente a la concienciación medioambiental.

Hay que destacar que las emisiones atmosféricas constituyen la causa más significativa de los impactos ambientales negativos de las refinerías, siendo uno de los mayores contaminantes los gases ácidos, que presentan una gran carga de ácido sulfhídrico (H_2S).

Para la eliminación de estos gases ácidos existen multitud de procesos, pero el más utilizado por la industria del petróleo, debido a su alto rendimiento, es el proceso de absorción química empleando aminas como disolventes.

Una de las unidades más importantes en refinería, es el reactor de craqueo catalítico de lecho fluidizado (FCC), que transforma las fracciones más pesadas, con gran carga contaminante, que no son de gran utilidad, en otras de menor peso molecular como las naftas, empleadas en la producción de gasolinas, o el gasóleo. Los gases de salida de esta unidad, además de los hidrocarburos ligeros y del hidrógeno desprendidos en la reacción de craqueo, contienen una gran cantidad de gases ácidos, en especial de H_2S, por lo que son enviados a la planta de aminas donde estos serán eliminados.

Así, el objetivo del presente proyecto será la caracterización y dimensionamiento de los distintos equipos que constituyen esta planta de aminas que tratará la corriente gaseosa que procede del reactor FCC. De todos los equipos que constituyen esta planta los de mayor relevancia son:

- La columna de absorción. Esta constituye la unidad principal de la zona de absorción, y es el equipo en el que el ácido sulfhídrico es eliminado. Esto se realiza poniendo en contacto los gases ácidos con una disolución de dietanolamina (DEA), que reaccionará con el H_2S liberando a la corriente gaseosa del mismo. Se trata de un recipiente a presión que consta de un relleno que proporciona el contacto suficiente entre ambas fases para que se produzca la transferencia de materia deseada.

- La columna de destilación. Es el "corazón" de la zona de regeneración de aminas. Una vez que la disolución de aminas se pone en contacto con el H_2S, esta absorbe la mayor parte de él, constituyendo una corriente denominada "amina rica". Esta corriente ha de ser regenerada para su posterior reutilización, proceso que se lleva a cabo en este recipiente, que se trata de una columna de destilación con rectificación a vacío y platos perforados.

El diseño de estas dos unidades se hará en detalle, puesto que son las principales de la planta de aminas.

Además del diseño de las dos columnas, se estimarán las variables de diseño básicas para los equipos auxiliares necesarios para la separación de corrientes, el transporte e impulsión de fluidos y el intercambio de calor.

Por último se muestran los planos relativos a las dos unidades principales, es decir, a las dos columnas, y una estimación del presupuesto de esta planta.

DOCUMENTOS DEL PROYECTO

- **DOCUMENTO I: Memoria descriptiva**
- **DOCUMENTO II: Memoria de cálculo**
- **DOCUMENTO III: Planos**
- **DOCUMENTO IV: Pliego de condiciones**
- **DOCUMENTO V: Presupuesto**

DOCUMENTO I

MEMORIA DESCRIPTIVA

Índice

1.- INTRODUCCIÓN 6

2.- OBJETIVO DEL PROYECTO 8

3.- JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO 9

4.- LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA 11

5.- ALCANCE DEL PROYECTO 12

6.- ANTECEDENTES 13

7.- NORMATIVA DE APLICACIÓN 14

8.- POSIBLES PROCEDIMIENTOS DE ELIMINACIÓN DE ÁCIDO SULFHÍDRICO H_2S 17

8.1.- Absorción química 17

8.2.- Absorción física 18

8.3.- Procesos mixtos o híbridos 20

8.4. Procesos de adsorción o de lecho seco 20

8.5.- Procesos de conversión directa 22

8.6.- Membranas 23

8.7.- Selección del tipo de proceso 24

9.- POSIBLES DISOLVENTES 25

9.1.- Monoetanolamina (MEA) 26

9.2.- Diglicolamina (DGA) 27

9.3.- Dietanolamina (DEA) 27

9.4.- Diisoporpanolamina (DIPA) 28

9.5.- Diisopropanolamina activada (ADIP) 28

9.6.- Metildietanolamina (MDEA) 29

9.7.- Selección del disolvente 30

9.8.- Caracterización del disolvente seleccionado (DEA) 30

9.8.1.- Ventajas del empleo de DEA 31

9.8.2.- Desventajas del empleo de DEA 32

9.8.3.- Propiedades fisicoquímicas de la DEA 32

9.8.4.- Reacciones químicas 33
10.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO 34
10.1.- Descripción del reactor de craqueo catalítico de lecho fluidizado (FCC) 35
10.1.1- Descripción general 35
10.1.2.- Química del proceso 36
10.1.3.- Unidad FCC: Sección de reacción 37
10.1.4.- Operación del FCC 40
10.1.5.- Principales problemas de operación de la unidad FCC 41
10.1.6.- Resumen de la unidad FCC 42
10.2.- Descripción de la planta de tratamiento con aminas 42
10.2.1.- Descripción general 42
10.2.2.- Compresor 44
10.2.3.- Intercambiador de calor IC-1 45
10.2.4.- Separador gas-líquido de alta presión S-1 45
10.2.5.- Columna de absorción C.A. 46
10.2.6.- Separador gas-líquido de baja presión S-2 47
10.2.7.- Intercambiador de calor amina-amina IC-2 48
10.2.8.- Columna de destilación C.D. 48
10.2.9.- Intercambiador de calor IC-3 49
10.2.10.- Intercambiador de calor IC-4 50
10.2.11.- Bombas 50
10.3.- Descripción de la planta de recuperación de azufre 51
10.3.1.- Proceso Claus. 51
10.3.2.- Proceso Superclaus. 54
10.3.3.- Proceso CBA. 55
10.3.4.- Proceso Claus más tratamiento del gas de cola. 55
10.4.- Descripción de la unidad MEROX 57
11.- DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN 59
11.1.- Funcionamiento de la columna de absorción 59

11.1.1.- Corrosión 61
11.1.2.- Formación de espumas 62
11.2. Balance de materia a la columna de absorción 64
11.3.- Resultados del dimensionamiento y diseño. 65
11.4.- Consideraciones de diseño 66
11.5.- Aspectos hidráulicos de diseño 67
11.5.1.- Aspectos relacionados con el relleno 67
11.5.2.- Aspectos relativos a los dispositivos internos 72
11.6.-Aspectos mecánicos de diseño 76
11.6.1.- Soportes 76
11.6.2.- Envolvente y fondos 76
11.6.3.- Construcción 77
11.6.4.- Conexiones 77
12.- DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN 78
12.1.- Funcionamiento de la columna de destilación 78
12.1.1.- Lloriqueo. 79
12.1.2.- Arrastre 80
12.1.3.- Inundación 80
12.2.- Balance de materia a la columna de destilación 80
12.3.- Resultados del dimensionamiento y diseño 81
12.4.- Consideraciones de diseño 82
12.3.- Aspectos hidráulicos de diseño 83
12.3.1.- Selección del tipo de platos 83
12.4.- Aspectos mecánicos. 84
12.4.1.- Soportes 84
12.4.2.- Envolvente y fondos 85
12.4.3.- Construcción 85
12.4.4.- Conexiones 86
13.- DESCRIPCIÓN DE LOS SEPARADORES GAS-LÍQUIDO 87

13.1.- Consideraciones de diseño 87
13.2.- Descripción del separador gas-líquido de alta presión S-1 89
13.2.1.- Balance de materia al separador gas-líquido de alta presión S-1 90
13.2.2.- Resultados del dimensionamiento y diseño 91
13.3.-Descripción del separador gas-líquido de baja presión S-2 91
13.3.1.- Balance de materia al separador gas-líquido de baja presión S-2 92
13.3.2.- Resultados del diseño y dimensionamiento 93
14.- DESCRIPCIÓN DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR 95
14.1.- Consideraciones de diseño 95
14.1.1.- Tipo de intercambiador 95
14.1.2.- Método de cálculo 96
14.1.3.- Tipo de cabezal de los tubos 97
14.1.4.- Tipo de distribución de flujo 97
14.1.5.- Selección del fluido de carcasa y el fluido de tubos 98
14.1.6.- Deflectores 99
14.2.- Descripción del intercambiador de calor IC-1 99
14.3.- Descripción del intercambiador de calor IC-2 101
14.4.- Descripción del intercambiador de calor IC-3 102
14.5.- Descripción del intercambiador de calor IC-4 103
15.- DESCRIPCIÓN DE LAS BOMBAS 105
15.1.- Selección del tipo de bomba 106
15.2.- Selección del material de construcción 107
15.3.- Resultados del diseño de las bombas 108
16.- DESCRIPCIÓN DEL COMPRESOR 109
16.1.- Simplificaciones realizadas 109
16.2.- Selección del tipo de compresor 110
16.3.- Resultados del diseño del compresor 111
17.- DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE TUBERÍAS 112
17.1.- Materiales 113

17.2.- Diámetros 115
17.3.- Espesor 115
17.4.- Aislamiento térmico 116
17.5.- Condiciones de operación 116
17.6.- Resultados del diseño de las tuberías 118
18.- INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL 119
19.- ESTUDIO DE SEGURIDAD Y SALUD 121
19.1.- Legislación aplicable 121
19.2.- Identificación de los riesgos laborales 122
19.2.1.- Riesgo de exposición a agentes químicos 122
19.2.2.- Exposición al ruido 125
19.2.3.- Riesgos de incendio 125
19.2.4.- Riesgos eléctricos 126
19.3.- Protecciones colectivas 126
19.3.1.- Señalización 126
19.3.2.- Iluminación 128
19.4.- Equipos de protección individual 130
20.- ESTUDIO MEDIO AMBIENTAL 131
20.1.- Legislación aplicable 131
20.2.- Emisiones atmosféricas 131
20.3.- Vertidos líquidos 131
20.4.- Residuos Sólidos 131
20.5.- Emisiones de ruido 132
20.6.- Emisión de olores 132
20.7.- Impacto visual 133
22.- REFERENCIAS BILIOGRÁFICAS. 134

1.- INTRODUCCIÓN

Con el incremento de la población mundial, cada vez se hace patente una mayor necesidad energética para satisfacer los requerimientos que permitan garantizar la continuidad de su desarrollo.

Una de las principales fuentes de energía que se ha utilizado desde hace siglos, que se sigue utilizando en la actualidad y que posiblemente continúe siendo de vital importancia en el futuro, es el petróleo.

La industria del petróleo comenzó en 1859 con la aparición del primer pozo petrolífero comercial y la apertura dos años después de la primera refinería para transformar crudo en queroseno mediante una operación de destilación. Durante los 30 años siguientes, el queroseno fue prácticamente el único producto generado. No obstante, dos hechos importantes cambiaron el curso de la industria:

- El desarrollo de los motores de combustión interna, con la consiguiente necesidad de gasolinas y combustibles diésel.
- La invención de la electricidad, que redujo la demanda existente de queroseno.

La finalidad principal de las refinerías continúa siendo la máxima producción en condiciones de rentabilidad de combustibles para el transporte. Aunque se generan muchos otros productos rentables, los mayores beneficios se obtienen con la generación de gasolinas, diésel, combustibles de aviación y combustibles para calefacción. Además de estos productos en la refinería se generan muchos otros, tales como lubricantes, aceite de refrigeración y productos base para la industria petroquímica.

Una de las grandes preocupaciones que presenta la industria petrolera es la eliminación de los contaminantes que trae consigo el crudo procedente del subsuelo. De este modo, existen gran cantidad y diversidad de estos contaminantes, pasando desde metales pesados a los contaminantes objeto de eliminación en el presente proyecto, los comúnmente conocidos como gases ácidos. La presencia de estos últimos genera problemas de mal olor, toxicidad, corrosión de estructuras, tuberías y equipos auxiliares que se instalan para su manejo y procesamiento, disminución del poder calorífico de los combustibles derivados del crudo de petróleo, además de que algunos componentes a partir de ciertas concentraciones en el ambiente atentan mortalmente contra la vida de los seres vivos. Dentro de los contaminantes más comunes que se encuentran en el gas denominado gas ácido son: el ácido sulfhídrico o sulfuro de hidrógeno (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2); y, en menores proporciones el disulfuro de carbono (CS_2) y el sulfuro de carbonilo (COS).

Hay que destacar que las emisiones atmosféricas constituyen la causa más significativa de los impactos ambientales negativos de las refinerías. Las más importantes, entre las que se encuentran los principales componentes del gas ácido, son las partículas sólidas, hidrocarburos, monóxido y dióxido de carbono, óxidos de azufre, ácido sulfhídrico y compuestos nitrogenados. Emanan de diferentes fuentes incluyendo la unidad de vacío, craqueo catalítico, los procesos de recuperación de azufre, calentadores, desfogues, mecheros y almacenamiento de los productos o materias primas.

Muchos procesos, a lo largo de los últimos 100 - 120 años, se han desarrollado para efectuar la eliminación de dichos contaminantes, entre ellos se tienen procesos de absorción con disolventes físicos, químicos y mixtos; procesos cíclicos consumibles, membranas y procesos de conversión directa.

Dado que se dispone de una gran variedad de procesos, cuando se requiere la instalación de una planta con el fin de endulzar una corriente de hidrocarburos gaseosa, como es el caso, la preocupación radica en la selección técnica y económica del mejor proceso de acuerdo a la aplicación específica que se tenga.

2.- OBJETIVO DEL PROYECTO

El objetivo del presente proyecto es la descripción, justificación y dimensionamiento de las unidades principales y elementos accesorios necesarios para la eliminación del gas ácido, en este caso constituido únicamente por ácido sulfhídrico (H_2S), de la corriente de hidrocarburos gaseosa que proviene del reactor catalítico de lecho fluidizado FCC, empleando para ello un proceso de absorción química que utiliza alcanolaminas como disolvente líquido.

Para llevar a cabo este proceso de eliminación de ácido sulfhídrico serán necesarios los siguientes equipos: un separador gas-líquido que elimine la mayor cantidad de hidrocarburos posible como líquido antes de que la corriente gaseosa entre como alimentación a la columna de absorción, una columna de absorción que elimine la mayor cantidad del ácido sulfhídrico que contiene la corriente de entrada de la misma mediante el contacto con una disolución de alcanolaminas, otro separador gas-líquido que elimine los posibles hidrocarburos que puedan quedar en la corriente líquida de salida de la columna de absorción, y una columna de destilación con rectificación al vacío para recuperar la mayor cantidad de alcanolamina posible y poder reutilizarla como disolvente en la columna de absorción. Además serán necesarios los equipos de impulsión de fluidos y transmisión de calor requeridos para la correcta circulación de las corrientes y el acondicionamiento de las mismas.

Se pretende conseguir con todo ello una reducción sustancial del ácido sulfhídrico acorde con la legislación vigente y con unos costes económicos, sociales y medioambientales mínimos.

3.- JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

El presente proyecto surge en la refinería de CEPSA "Gibraltar - San Roque" como estrategia de reducción del nivel de contaminantes en los efluentes gaseosos hasta los límites permitidos, cumpliendo así con la legislación vigente y las especificaciones medioambientales requeridas.

La necesidad de llevar a cabo un correcto diseño de este tipo de equipos está fundamentada desde el punto de vista legal, puesto que la legislación medioambiental actual requiere la reducción del contenido de azufre y sus derivados en las emisiones atmosféricas hasta límites permitidos, evitando así posibles riesgos para la salud y el medioambiente.

La realización de este proyecto se ha basado mayoritariamente en el cumplimiento de la siguiente normativa vigente:

- Real Decreto 100/2011 del 28 de enero por el que se actualiza el catálogo de actividades potencialmente contaminadoras de la atmósfera y se establecen las disposiciones básicas para su aplicación, indicando en su disposición derogatoria única que quedan derogadas cuantas disposiciones de igual o menor rango se opongan a lo establecido en este Real Decreto y en particular los títulos V, VI y VII y el anexo IV del Decreto 833/1975, de 6 de febrero, por el que se desarrolla la Ley 38/1972, de 22 de diciembre, de Protección del Ambiente Atmosférico.

  Seguirán igualmente siendo aplicables las referencias a los valores límite de emisión del citado anexo en las autorizaciones otorgadas con anterioridad a la entrada en vigor de este Real Decreto.

- Decreto 239/2011, de 12 de julio por el que regula la calidad del medio ambiente atmosférico y crea el Registro de Sistemas de Evaluación de la Calidad del Aire en Andalucía en cuyo apartado 2 Disposición adicional única. Valores límite de emisión se indica que: **"** a efectos del apartado e) del artículo 5.2 y del segundo párrafo del apartado 1 de la Disposición derogatoria única del Real Decreto 100/2011, de 28 de enero, para el establecimiento de límites en la autorización ambiental unificada y en la autorización de emisiones a la atmósfera, los límites aplicables en Andalucía para las actividades recogidas en el epígrafe 27 del Anexo IV del Decreto 833/1975, de 6 de febrero , por el que se desarrolla la Ley 38/1972, de 22 de diciembre , de protección del ambiente atmosférico, serán los que se establecen a continuación, salvo que las técnicas disponibles no permitan su cumplimiento":

Tabla 1. Límites de contaminantes en emisiones atmosféricas aplicables en Andalucía

CONTAMINANTES	UNIDADES	NIVELES DE EMISIÓN
Partículas sólidas	mg/Nm³	50
SO_2	mg/Nm³	200
NOx (como NO_2)	mg/Nm³	600
CO	mg/Nm³	625
Flúor total (como HF)	mg/Nm³	10
Cloro total (como HCl)	mg/Nm³	10
SH_2	mg/Nm³	10
Opacidad	Bacharach	2
Opacidad	Ringelmann	1

Como puede observarse en la "*Tabla 1*" presente en el Real Decreto anteriormente citado, el límite máximo para las emisiones de ácido sulfhídrico siempre que las técnicas disponibles nos los permitan, será de diez miligramos por normal metro cúbico 10 mg/Nm^3.

4.- LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

Las unidades proyectadas forman parte de la refinería “Gibraltar - San Roque” del grupo CEPSA Química.

Esta refinería se encuentra emplazada en los terrenos del Polígono Industrial “Guadarranque”, Bda. Puente Mayorga, s/n, dentro del término municipal de San Roque (Cádiz).

La refinería posee una ubicación idónea al ser anexa a la planta petroquímica de Puente Mayorga del mismo grupo CEPSA, situada en la bahía de Algeciras.

Las vías de acceso terrestres las constituyen la carretera nacional N-351 y las comunicaciones existentes entre las diferentes empresas que integran el grupo CEPSA. Por su parte la comunicación por carretera de cara al comercio interior y es muy satisfactoria, debido a la cercanía de la autovía del mediterráneo A-7 y la autovía A-381 Jerez - Los Barrios que une con la autopista A-4 Cádiz - Sevilla.

Con respecto al acceso marítimo, se dispone de una instalación marítima (monoboya), situada en la bahía de Algeciras, a una milla de la costa, además de un puerto, dentro de las instalaciones de la refinería.

Figura 1. Vista satélite de la refinería Gibraltar - San Roque (Google Maps)



5.- ALCANCE DEL PROYECTO

Tal y como se ha especificado en el segundo apartado del presente documento "Objetivo del proyecto", este proyecto abarca el diseño y dimensionamiento detallado de los principales equipos de que componen la planta de aminas para el tratamiento de la corriente de hidrocarburos gaseosas que se produce en el reactor catalítico de lecho fluidizado (FCC) que es rica en ácido sulfhídrico (H_2S). Dichos equipos principales son una columna de absorción, que empleará una disolución de alcanolaminas para eliminar la mayor cantidad posible de ácido sulfhídrico presente en el gas, y una columna de destilación con rectificación a vacío, que eliminará el ácido sulfhídrico presente en la disolución de aminas para la posterior reutilización de esta disolución en la columna de absorción.

Además del diseño y dimensionamiento detallado de estos dos equipos principales, se engloba superficialmente el diseño de las unidades auxiliares necesarias como separadores gas-líquido, equipos de impulsión y trasporte de fluidos e intercambiadores de calor para el acondicionamiento de las distintas corrientes.

Los cálculos necesarios para el diseño de todos estos equipos se han realizado para un caudal máximo de gases de entrada a la planta de 48.806 kg/h. Dichos gases de entrada presentan la siguiente composición expresada en tanto por ciento en peso: 6,19% de H_2S; 91,89% de hidrocarburos (fracciones C_4 a C_{12}); 1,85% de hidrógeno molecular (H_2) y 0,07% de azufre elemental (S).

6.- ANTECEDENTES

En el proceso de refino del petróleo se desea ir obteniendo las distintas fracciones comerciales del mismo, como pueden ser los gases licuados del petróleo (fracciones C_1 a C_4), las gasolinas (fracciones C_5 a C_{11}) o los gasóleos (fracciones C_{10} a C_{15}). Para ello el crudo se somete a diferentes procesos de separación, normalmente destilación fraccionada, sucesivos en los que se van obteniendo estas distintas fracciones de interés.

De este modo, se produce una gran cantidad de las fracciones más pesadas que se obtienen como producto de colas en cada una de las distintas destilaciones, y que contienen multitud de sustancias indeseadas como por ejemplo, los compuestos azufrados, el propio azufre elemental o algunos metales pesados.

Estas fracciones pesadas que en principio no son de gran interés, son conducidas al reactor catalítico de lecho fluidizado (FCC), donde las cadenas más largas de carbono se rompen y se transforman en cadenas más ligeras, como pueden ser las naftas, que constituyen las gasolinas, o los gasóleos, en función de la demanda del mercado que se dé en ese momento.

En este proceso de craqueo catalítico se produce una cantidad importante de sulfuro de hidrógeno o ácido sulfhídrico (H_2S). Este sale junto con los hidrocarburos más ligeros y el hidrógeno desprendido en la rotura de las moléculas de alto peso molecular, constituyendo la corriente de hidrocarburos gaseosa que constituye la alimentación de la planta de aminas objetivo de diseño.

La eliminación del ácido sulfhídrico del efluente gaseoso ha de realizarse correctamente para cumplir con las exigencias medioambientales actuales. Además, dicho compuesto, una vez separado del resto de los constituyentes de la corriente gaseosa, puede ser utilizado para la obtención de azufre elemental, que posteriormente se comercializará, mediante los procesos Claus y Superclaus, de modo que no solo se cumple con la legislación y normativa medioambiental vigente, sino que además se contribuye a la obtención de un beneficio económico.

Tradicionalmente en refinería se ha utilizado el proceso de absorción química, empleando alcanolaminas como disolvente, junto con la recuperación posterior de dicho disolvente para la eliminación del ácido sulfhídrico. Este proceso es comúnmente conocido como "endulzamiento".

7.- NORMATIVA DE APLICACIÓN

El presente proyecto se realiza conforme a los siguientes reglamentos, códigos y normativas técnicas, que a continuación se citan:

- Código ASME sección VIII, División I. Boiler and Pressure Vessel Code (2013).
- Código ASME B31.3. Process Piping (2003).
- Normas API 610. Centrifugal Pumps for Petroleum, Petrochemical and Natural Gas Industries (2003).
- Normas API 650.Welded Steel Tanks for Oil Storage (1998).
- Normas API 660. Shell and Tube Heat Exchangers for General Refinery Services (2001).
- Normas TEMA, Standars of the Tubular Exchanger Manufacturers Association.
- Normas ANSI, American National Standars Institute.
- Normas ISO, International Organization for Standardization.
- Reglamento de instalaciones petrolíferas.

Además, se tendrá en cuenta la siguiente legislación:

- Real Decreto 614/2001, de 8 de junio, sobre disposiciones mínimas para la protección de la seguridad y salud de los trabajadores frente al riesgo eléctrico.
- Real Decreto de 842/2002, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento electrotécnico para baja tensión.
- Decreto 3151/68, de 28 de noviembre., reglamento de la Línea de Alta tensión.
- Real Decreto 681/2003, de 12 de junio, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores expuestos a los riesgos derivados de atmósferas explosivas en el lugar de trabajo.
- Reglamento (CE) 1907/2006 del Parlamento Europeo y el Consejo, de 18 de diciembre, relativo al registro, la evaluación, la autorización y la restricción de las sustancias y preparados químicos (REACH).

- Real Decreto 286/2006, de 10 de marzo, sobre la protección de la salud y seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición al ruido.

- Real Decreto 374/2001, de 6 de abril, sobre la protección de la salud y seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con los agentes químicos durante el trabajo.

- Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales.

- Real Decreto 1299/2006, de 10 de noviembre, por el que se aprueba el cuadro de enfermedades profesionales en el sistema de la Seguridad Social y se establecen criterios para su notificación y registro. BOE núm. 302 de 19 de diciembre.

- Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Aparatos a Presión.

- Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios.

- Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de Seguridad contra Incendios en Establecimientos Industriales.

- Real Decreto 400/1996, de 1 de marzo. Aparatos y sistemas de protección para uso en atmósferas potencialmente explosivas.

- Real Decreto 485/1997, de 14 de abril. Disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en los lugares de trabajo.

- Real Decreto 773/1997, de 30 de mayo. Disposiciones mínimas sobre utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.

- Real Decreto 1254/1999, de 16 de julio, por el que se aprueban las medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes.

- Real Decreto 379/2001, de 6 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de productos Químicos y sus instrucciones técnicas complementarias.

- Artículo 1.588 y el siguiente del Código Civil, en los casos que sea procedente su aplicación al contrato.

- Real Decreto 2085/1994, de 20 de octubre, por el que se aprueba el Reglamento de instalaciones petrolíferas.

- Reglamento General de Contratación según Decreto 3410/75, de 25 de noviembre.

- Real Decreto 314/2006, de 17 de marzo, por el que se aprueba el Código Técnico de la Edificación.

- Decreto 239/2011 de 12 de junio, por el que se regula la calidad del medio ambiente atmosférico y crea un registro de sistemas de evaluación de la calidad del aire en Andalucía.

- Real Decreto 100/2011 de 28 de enero por el que se actualiza el catálogo de actividades potencialmente contaminadoras de la atmósfera y se establecen las disposiciones básicas para su aplicación.

8.- POSIBLES PROCEDIMIENTOS DE ELIMINACIÓN DE ÁCIDO SULFHÍDRICO H_2S

A lo largo de la historia de la industria petrolera, este problema de eliminación de contaminantes como el ácido sulfhídrico (H_2S) se ha abordado de distintas maneras, llegando a desarrollarse un conjunto de técnicas, que son llevadas a cabo en la actualidad. Estas se enumeran a continuación:

- Absorción química
- Absorción física
- Mixtos o híbridos
- Procesos de adsorción o de lecho seco
- Procesos de conversión directa
- Membranas

Cado uno de estos procedimientos se explicará con detalle en los siguientes subapartados.

8.1.- Absorción química

El proceso de absorción es una operación unitaria controlada por la trasferencia de materia que consiste en eliminar un componente de interés presente en una corriente gaseosa mediante la utilización de un disolvente líquido que arrastra consigo dicho compuesto de interés. Este proceso suele llevarse a cabo en contracorriente, es decir, introduciendo la corriente gaseosa por la parte inferior del recipiente, que ascenderá por diferencia de presión, y la corriente de disolvente líquido por la parte superior, que caerá por gravedad.

Los dispositivos empleados para la absorción son denominados columnas de absorción, y para mejorar el contacto entre las fases líquida y gaseosa estos suelen contener platos o elementos de relleno en su interior, dependiendo del tipo de absorción. La operación de absorción también puede llevarse a cabo en tanques de burbujeo, en los que el líquido se encuentra inundando el tanque y el gas se introduce por la parte inferior, de modo que a medida que asciende el gas, en forma de burbujas, a través del líquido se produce la transferencia de materia, o bien en columnas de lluvia, en las que el gas asciende normalmente y el líquido es rociado a modo de lluvia o ducha.

La absorción química se caracteriza por la presencia de reacción química entre el compuesto a eliminar y el disolvente empleado. Dependiendo del tipo de disolvente, de las condiciones de circulación de ambas fases y de la velocidad a la que se den tanto la

transferencia de materia entre las fases como la reacción química, la columna de absorción adoptará un tipo y otro de configuración. Es necesario señalar que la reacción química existente suele ser de tipo reversible, por lo que será posible la posterior recuperación del disolvente empleado.

En el caso que nos atañe, es decir, para la eliminación del ácido sulfhídrico o sulfuro de hidrógeno (H_2S) de una corriente de hidrocarburos gaseosa, tradicionalmente se han empleado los siguientes tipos de absorción química:

- Absorción química empleando disoluciones de aminas como disolventes.

En general los procesos con aminas son los más usados por su buena capacidad de eliminación, bajo costo y flexibilidad en el diseño y operación. Las alcanolaminas más usadas son: Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA), Trietanolamina (TEA), Diglicolamina (DGA), y Metildietanolamina (MDEA).

Los procesos con aminas son aplicables cuando se requieren bajas concentraciones del gas ácido en el gas de salida también llamado gas dulce.

- Absorción química empleando disoluciones de carbonato como disolvente.

También conocidos como procesos de carbonato caliente porque usan soluciones de carbonato de potasio al 25 – 35% en peso y a temperaturas de unos 230 °F. En el proceso de regeneración el carbonato de potasio tiene mayor afinidad para reaccionar consigo mismo en lugar de con el sulfuro ácido de potasio, por lo que este último se va acumulando, lo que conlleva a una disminución paulatina de la transferencia de materia y por tanto de la absorción.

Además en la mayoría de los procesos que utilizan carbonato caliente se emplea un activador que actúa como catalizador para acelerar las reacciones de absorción, reduciendo así el tamaño de la columna de absorción y el regenerador. Estos activadores son del tipo aminas (normalmente DEA) o ácido bórico.

8.2.- Absorción física

El proceso de absorción física es el descrito al comienzo del subapartado anterior, es decir, es un operación unitaria controlada por la transferencia de materia, que consiste en eliminar un componente de interés presente en una corriente gaseosa mediante la utilización de un disolvente líquido que arrastra consigo dicho compuesto de interés, con la salvedad de que en este tipo de absorción no existe reacción química, sino únicamente transferencia de materia en entre la fase gaseosa y la fase líquida. Es debido a esta última razón por lo que este tipo de

procesos dependen de la presión parcial del contaminante, por lo que solo son aplicables cuando la presión del gas y la concentración de contaminante son altas.

Los procesos de absorción física poseen una alta afinidad por los hidrocarburos pesados, por lo que si el gas a tratar tiene un alto contenido de compuestos pesados, considerándose compuestos pesados todos aquellos de mayor peso molecular que el propano (n-C_3), el uso de un disolvente físico puede implicar una pérdida importante de los hidrocarburos de mayor peso que componen el gas.

Este tipo de absorción se utiliza para la eliminación de ácido sulfhídrico cuando la presencia de hidrocarburos más pesados que el propano (n-C_3) es despreciable y además, no se requieren concentraciones bajas de ácido sulfhídrico en el efluente gaseoso.

Los tipos de absorción física que se utilizan más comúnmente en refinería para la eliminación de sulfuro de hidrógeno son los siguientes:

- Proceso de lavado con agua.

Es un proceso de absorción física en el que los problemas provocados por la corrosión son mínimos y el líquido usado, agua, se regenera haciéndolo pasar por un separador para eliminar el gas absorbido. Apenas es necesaria la aplicación de calor y además es un proceso muy selectivo. La principal desventaja es que requiere una unidad recuperadora de azufre.

El proceso es efectivo a presiones altas, contenidos altos de gases ácidos y relaciones ácido sulfhídrico/dióxido de carbono altas. Algunas veces se recomienda combinar este proceso con el de aminas para reducir costos.

En el proceso el gas ácido entra por la zona inferior de la torre y el agua por la zona superior. El gas que sale por la parte superior de la torre está parcialmente endulzado y se envía a la planta de aminas para completar el proceso de endulzamiento. El agua que sale del fondo de la torre se envía a un separador de presión intermedia para eliminar los hidrocarburos disueltos y al salir de éste se envía a un separador de presión baja donde se le eliminan los gases ácidos, recirculando el agua ya limpia a la columna de absorción.

- Proceso Selexol

Se emplea como disolvente un dimetil éter de polietilenglicol (DMPEG). Las aplicaciones de este proceso han sido para gases ácidos con un bajo contenido de dióxido de carbono y alto de sulfuro de hidrógeno. La solubilidad del sulfuro de hidrógeno en dimetil éter de polietilenglicol es de 8 - 10 veces la del dióxido de carbono, permitiendo la absorción preferencial del sulfuro de hidrógeno.

El proceso de Selexol no se encuentra muy extendido debido a que bastante más costoso que el proceso de absorción química con aminas.

8.3.- Procesos mixtos o híbridos

Los procesos híbridos aprovechan las ventajas de los procesos tanto químicos como físicos, proporcionando una alta capacidad de absorción y aportando una gran capacidad para reducir los niveles de los contaminantes.

En cuanto a los procesos mixtos utilizados para la eliminación de ácido sulfhídrico, destaca el proceso conocido como Sulfinol.

El proceso híbrido más usado es el Sulfinol que emplea un disolvente físico, sulfolano (dióxido de tetrahidrotiofeno), un disolvente químico (DIPA) y agua. Una composición típica del disolvente es 40- 40-20 de sulfolano, DIPA y agua respectivamente aunque la composición del disolvente varía dependiendo de los requerimientos del proceso de endulzamiento.

Los efectos de la DIPA y el sulfolano para mejorar la eficiencia del proceso son diferentes. La DIPA tiende a ayudar en la reducción de la concentración de gases ácidos a niveles bajos, es el factor dominante en la parte superior de la columna de absorción, y el sulfolano tiende a aumentar la capacidad global de eliminación, y es el factor dominante en el fondo de la columna. Como los disolventes físicos tienden a reducir los requerimientos de calor en la regeneración, la presencia del sulfolano en este proceso reduce los requerimientos de calor a niveles menores que los requeridos en procesos con aminas.

La eliminación selectiva del sulfuro de hidrógeno es posible en casos específicos en los que la relación entre el dióxido de carbono y el ácido sulfhídrico es alta.

Este proceso no es comercial, sino que una sociedad es propietaria de la patente, por lo que hay que pagar derechos y royalties para poder aplicarlos. Además el sulfolano presenta pérdidas por evaporación en el proceso de regeneración y tiene una alta afinidad por los hidrocarburos pesados.

8.4. Procesos de adsorción o de lecho seco

El proceso de adsorción es un fenómeno de superficie por el que un componente de interés queda adherido a la superficie de un sólido, denominado sustrato, que tiene afinidad por dicho compuesto de interés.

En el caso de los procesos de adsorción utilizados para la eliminación de ácido sulfhídrico, el gas ácido se hace pasar a través de un filtro que tiene afinidad por él y en general

por las moléculas polares presentes en el gas, entre las que también se encuentra el agua. El más común de estos procesos es el denominado proceso con mallas moleculares.

Son menos usados que los procesos químicos aunque presentan algunas ventajas importantes tales como la simplicidad del proceso, ya que no depende de la presión. Se aplica a gases con concentraciones moderadas de sulfuro de hidrogeno y en los que no es necesario eliminar el dióxido de carbono.

En cuanto al antes mencionado proceso de las mallas moleculares, se describe a continuación:

- Procesos de adsorción con mallas moleculares

Es un proceso de adsorción física similar al aplicado en los procesos de deshidratación por adsorción. Dichas mallas son prefabricadas a partir de aluminosilicatos de metales alcalinos mediante la eliminación de agua, de tal forma que queda un sólido poroso con un rango de tamaño de poros reducido y además con puntos en su superficie con concentración de cargas, este hecho hace que tenga afinidad por moléculas polares como las de sulfuro de hidrógeno y el agua. Además debido a que los tamaños de poro son bastante uniformes son selectivas en cuanto a las moléculas que eliminan. Dentro de los poros la estructura cristalina crea un gran número de cargas polares localizadas en los llamados sitios activos. Las moléculas polares, tales como las de sulfuro de hidrogeno y agua, que entran a los poros forman enlaces iónicos débiles en los sitios activos, en cambio las moléculas no polares como las parafinas no se fijarán a estos puntos, y por lo tanto las mallas moleculares podrán endulzar y deshidratar simultáneamente el gas.

Uno de los inconvenientes que presentan las mallas polares es que el dióxido de carbono es una molécula de tamaño similar a las del sulfuro de hidrógeno y el agua y aunque no es polar puede quedar atrapada en pequeñas cantidades bloqueando dichos poros. El principal problema con el dióxido de carbono es que al quedar atrapado reduce los espacios activos y por tanto la eficiencia de las mallas para retener el sulfuro de hidrógeno y el agua.

Las mallas se regeneran circulando gas dulce caliente a temperaturas entre 300 y 400 °F. No sufren degradación química y se pueden regenerar indefinidamente; sin embargo se debe tener cuidado de no dañarlas mecánicamente pues esto afecta a la estructura de los poros y finalmente a la eficiencia del lecho. La principal causa de daño mecánico son los cambios bruscos de presión o temperatura.

El uso de mallas moleculares en endulzamiento está limitado a volúmenes pequeños de gas y presiones de operación moderadas, por lo que su uso está limitado en procesos de

endulzamiento. Se usan generalmente para mejorar el endulzamiento o deshidratación realizado con otros procesos o para deshidratación de gases dulces cuando se exigen niveles muy bajos de agua.

Las mallas moleculares se usan también para tratar volúmenes grandes de gas pero con contenidos bajos de contaminantes ácidos. Una innovación reciente del proceso con mallas moleculares permite la eliminación selectiva de sulfuro de hidrógeno en presencia de dióxido de carbono.

8.5.- Procesos de conversión directa

Estos procesos se caracterizan por eliminar el sulfuro de hidrógeno presente en el efluente gaseoso convirtiéndolo directamente a azufre elemental, sin necesidad de unidad recuperadora de azufre.

Para lograr esto, en este tipo de procesos se emplean reacciones de oxidación – reducción, para lo que será necesaria la absorción del sulfuro de hidrógeno en una disolución alcalina.

Entre estos métodos destacan los dos siguientes:

- Proceso de hierro esponja.

Este proceso es aplicable cuando la cantidad de sulfuro de hidrógeno es baja y la presión también. Requiere la presencia de agua ligeramente alcalina.

Es un proceso de adsorción en el cual el gas se hace pasar a través de un lecho de madera triturada que ha sido impregnada con una forma especial hidratada de óxido férrico que tiene alta afinidad por el ácido sulfhídrico. La reacción química que tiene lugar es la siguiente:

$$Fe_2S_3 + 3H_2O \quad \leftrightarrow \quad Fe_2O_3 + 3H_2S$$

La temperatura se debe mantener por debajo de 120 °F pues a temperaturas superiores y en condiciones ácidas o neutras se pierde agua de cristalización del óxido férrico.

El lecho se regenera circulando aire a través de él, de acuerdo con la siguiente reacción:

$$2Fe_2O_3 + 6S \quad \leftrightarrow \quad 2Fe_2S_3 + 3O_2$$

La regeneración no es continua sino que se hace por ciclos, repitiéndolos periódicamente, además es difícil y costosa. El principal problema de funcionamiento que presenta este método es la deposición de azufre sobre el lecho, impidiendo el contacto entre dicho lecho y el gas ácido. El proceso de regeneración, al igual que el de absorción, es exotérmico, por lo que se

debe hacer con cuidado, inyectando el aire lentamente, para evitar que se genere una combustión inesperada. Generalmente, después de 10 ciclos el lecho se degrada y ha de renovarse.

8.6.- Membranas

Uno de los métodos de tratamiento de efluentes que va tomando cada vez mayor relevancia es la tecnología de membranas. Desde el desarrollo de las membranas sintéticas asimétricas en 1960, el interés en los procesos de membrana para el tratamiento de residuos, especialmente líquidos, ha crecido rápidamente.

La tecnología de membranas permite separar especies contaminantes en los ámbitos de tamaño molecular e iónico. Debido a la versatilidad que ha demostrado su uso y a su importancia en el proceso de fabricación en muchas industrias del mundo, esta metodología está adquiriendo rápidamente aceptación global. La capacidad para producir separaciones o purificaciones muy específicas a temperaturas bajas o ambientales, con frecuencia hace que la filtración por membranas sea una tecnología más rentable que los métodos más convencionales.

La filtración por membranas es una tecnología basada en la presión, ya que el hecho de que un componente atraviese la membrana o no, dependerá de la presión parcial de dicho componente, además de otros muchos factores.

En las membranas el tamaño de los poros varía de un peso molecular de 100 hasta 5 micras. Las tecnologías que se incluyen son: ósmosis inversa (OI), nanofiltración (NF), ultrafiltración (UF) y microfiltración (MF).

Por las ventajas que presenta y su versatilidad, esta metodología se ha utilizado ampliamente en distintos sectores industriales tales como el azucarero, el lácteo, el textil y el farmacéutico, así como en varias aplicaciones ambientales, como es el caso de las refinerías.

Los procesos de membrana tienen la ventaja de que, por lo general, no requieren de la adición de productos químicos agresivos, se pueden realizar a temperatura ambiente, forman una barrera absoluta para el flujo de contaminantes y son especialmente eficientes. Estas son las características los vuelven económicos y ambientalmente atractivos.

Las membranas, sin embargo, pueden ser dañadas por sustancias fuertemente oxidantes, por ácidos y por bases fuertes, por lo que solo se utilizan para la eliminación de ácido sulfhídrico cuando su concentración es mínima.

8.7.- Selección del tipo de proceso

Finalmente, en base a las características de cada uno de los procesos y técnicas expuestos anteriormente, se opta por el proceso de absorción química con aminas debido a su buena capacidad para eliminar el ácido sulfhídrico, su bajo coste y por su flexibilidad en el diseño y operación. Además es el proceso más usado en refinería desde hace décadas y las materias primas se encuentran in situ en la refinería. Por otro lado, la selección de otro tipo de proceso conllevaría la construcción de tanques para el almacenamiento de las nuevas materias primas y de nuevos equipos de impulsión y transporte de fluidos.

Hasta la fecha, el proceso más económico y más usado para eliminar eficientemente el ácido sulfhídrico (H_2S) y otros contaminantes ácidos de una corriente de hidrocarburos gaseosa es un proceso de absorción - regeneración en continuo, empleándose una solución acuosa de alcanolaminas básicas como disolvente.

9.- POSIBLES DISOLVENTES

Una vez seleccionado el tipo de proceso que se llevará a cabo, absorción química con aminas, será necesario seleccionar el tipo de amina que se empleará como disolvente en dicho proceso de absorción.

Las aminas son compuestos químicos ampliamente utilizados en la industria del petróleo para el tratamiento de corrientes de hidrocarburos con la finalidad de remover productos nocivos, tóxicos y contaminantes como el sulfuro de hidrógeno (H_2S), sulfuro de carbonilo (COS), bisulfuro de carbono (CS_2), y otros gases ácidos como el dióxido de carbono (CO_2) que normalmente se encuentran presentes en el crudo.

El tipo de amina empleado para eliminar el ácido sulfhídrico de una corriente de hidrocarburos gaseosa suele ser del alcanolaminas, ya que el ácido sulfhídrico en disolución acuosa forma ácidos débiles, y la alcanolamina en esta disolución se comporta como una base orgánica débil. De este modo, cuando la corriente gaseosa que contiene ácido sulfhídrico entra en contacto con el disolvente líquido, el ácido sulfhídrico se transfiere a la fase líquida, donde al encontrarse con la alcanolamina reacciona, formando un complejo ácido-base, es decir, una sal. Esta reacción ácido-base es de tipo reversible, por lo que al elevar la temperatura, reducir la presión, o ambas cosas simultáneamente, es posible la recuperación del disolvente, haciendo posible su reutilización.

Dependiendo de la cantidad de grupos aminos presentes en la molécula y del número de sustituciones posibles que pueden darse, existen distintos tipos de alcanolaminas. Así, las alcanolaminas suelen estar clasificadas según el grado de sustitución del nitrógeno central; una única sustitución designa una amina primaria, una doble sustitución, una amina secundaria, y una triple sustitución, una amina terciaria.

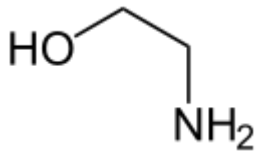
Cada una de las alcanolaminas tiene al menos un grupo hidroxilo y uno amino. De forma general, el grupo hidroxilo permite disminuir la presión de vapor e incrementar la solubilidad en agua, mientras que el grupo amino proporciona la alcalinidad necesaria en disoluciones acuosas como para promover la reacción con gases ácidos.

Como ya se ha comentado, los gases ácidos reaccionan al entrar en contacto con la amina y forman enlaces químicos complejos, dando como resultado lo que se conoce como amina rica (con alta concentración de contaminantes). La amina puede ser reutilizada enviándola a una columna regeneradora donde se reduce la presión y se eleva la temperatura por medio de un rehervidor de vapor. Así, los gases son liberados de la solución y dejan la amina en su condición inicial (con baja concentración de contaminantes), lo que se conoce como amina pobre.

9.1.- Monoetanolamina (MEA)

Se trata de una amina primaria, que contiene un solo grupo hidroxilo y un solo grupo amino.

Presenta la siguiente forma genérica:



Es la más reactiva de las alcanolaminas. Es una tecnología abierta, es decir, no está sujeta al pago de las patentes. Se usa preferiblemente en procesos no selectivos de eliminación de dióxido de carbono (CO_2) y ácido sulfhídrico (H_2S), aunque algunas impurezas tales como, el COS, CS_2 y el oxígeno, tienden a degradar la solución, por lo que no se recomienda en esos casos.

Con MEA se logran concentraciones muy bajas de CO_2/H_2S. Es útil en aplicaciones donde la presión parcial del gas ácido en la corriente de entrada sea baja. La corrosión y la formación de espuma es el principal problema operacional al trabajar con MEA. El porcentaje por peso de MEA en la solución a emplear se encuentra limitado al 15%. Por esta razón, se requiere de cantidades considerables de calor en el sistema.

La MEA es la base más fuerte de las diferente aminas empleadas para el endulzamiento de gases en refinería y ha tenido in uso bastante difundido, especialmente cuando la concentración del gas ácido es pequeña. Debido a que presenta un bajo peso molecular, tiene la mayor capacidad de transporte para gases ácidos con base en peso o volumen, lo que significa menor tasa de circulación de amina para remover una determinada cantidad de gases ácidos.

La presión de vapor de la MEA es mayor que para las otras aminas empleadas a la misma temperatura, lo que podría producir mayores pérdidas por vaporización. Este problema se disminuye con un simple lavado del gas dulce con agua. Los problemas de corrosión pueden ser severos (más aún que con otras alcanolaminas), a menos que el sistema sea diseñado y operado debidamente. Como consecuencia de esto y de los requerimientos de energía para la regeneración, ha habido una tendencia hacia el uso de otros tipos de alcanolaminas.

9.2.- Diglicolamina (DGA)

La DGA es una amina primaria, como la MEA, en cuanto a la reactividad, pero de mejor estabilidad y baja presión de vapor, lo que permite concentraciones relativamente altas, normalmente 50-70% por peso, con sus correspondientes cargas de gas ácido (hasta 0,55 moles de CO_2 por mol de DGA). Tanto la inversión como el requerimiento de energía son menores que con MEA, debido a que las tasa de circulación requeridas son mucho más bajas. Además, la DGA es higroscópica.

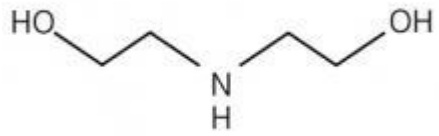
Se usa en el Proceso Fluor Econamina. El primero en utilizar diglicolamina fue el Proceso Econamina, desarrollado conjuntamente por Fluor SA, El Paso Natural gas Company y Jefferson Chemicals. El proceso fue patentado por la Fluor SA, pero expiró la patente hace unos años, por lo que se trata de una tecnología abierta.

Sus desventajas se radican es su elevado coste y su degradación en presencia de CO_2, COS y CS_2. La solución típicamente utilizada es al 65% en peso de DGA o incluso más alta. El uso de una concentración más alta permite la reducción en las tasas de circulación en un 25-40%, comparado con el tratamiento con MEA. Otra desventaja de la DGA es la gran solubilidad de fracciones del C_3^+, comparado con el uso de las otras aminas. La DGA también se ajusta al tratamiento de corrientes líquidas de hidrocarburos.

9.3.- Dietanolamina (DEA)

Se trata de una amina secundaría que presenta un solo grupo amino y dos grupos hidroxilos.

Presenta la siguiente estructura genérica:



La DEA es mucho menos corrosiva que la MEA, pero la disolución se vuelve muy viscosa en concentraciones altas.

La reacción de la DEA con COS y CS_2 es más lenta que la que presente la MEA y los productos de esta reacción distintos, por lo que causa menores pérdida de amina al reaccionar con estos gases.

Posee una presión de vapor más baja, reduciendo considerablemente las pérdidas de disolución de amina por evaporación. Además, al presentar una baja presión de vapor, podrá funcionar bien en columna de absorción que trabajen a baja presión.

La DEA se degrada de igual forma que sucede con la MEA, pero los producto de esta degradación tienden a hervir a la misma temperatura, lo que dificulta notablemente su separación por destilación.

En cuanto a la concentración, es conveniente destacar que al principio, las plantas de endulzamiento que utilizaban esta tecnología se construyeron para operar a una concentración de entre el 15 y el 18% en peso, debido a la posible corrosión. Pero durante años, se ha ido verificando que la DEA no presenta niveles altos de corrosión cuando se encuentra en concentraciones por debajo del 35% en peso, por lo que el límite máximo establecido para esta amina es precisamente ese, el 35% en peso.

La DEA de emplea cuando la corriente de hidrocarburos gaseosa contiene gran cantidad de ácido sulfhídrico (H_2S) o cuando los niveles de este en el gas de salida han de ser muy bajos.

9.4.- Diisoporpanolamina (DIPA)

La Diisopropanolamina es una amina secundaria como la DEA, ampliamente usada en Europa y Japón. Es una tecnología abierta, pero también se emplea como solvente en procesos patentados como es el caso del proceso SHELL ADIP. Las soluciones DIPA, tienen una gran capacidad para transportar gas ácido, con base molar, sin embargo, debido al alto peso molecular del disolvente, requiere de tasas másicas de circulación muy altas. Difícilmente el proceso DIPA puede competir en la remoción de CO_2 con otros procesos, pero sí en la remoción de H_2S, donde es más eficiente. Igualmente, se utiliza en el tratamiento de líquidos.

9.5.- Diisopropanolamina activada (ADIP)

El proceso Shell ADIP utiliza soluciones acuosas relativamente concentradas (30-40%). Este proceso es ampliamente usado para la remoción selectiva del sulfuro de hidrógeno de gases de refinería con altas concentraciones de H_2S/CO_2. El COS se remueve parcialmente (20-50%), pero es posible lograr concentraciones más bajas de H_2S.

El proceso ADIP utiliza la diisopropanolamina acuosa como medio absorbente de forma similar al proceso MEA convencional, pero con la diferencia de que este proceso DIPA presenta las siguientes ventajas respecto al MEA:

- El COS no representa un problema.
- Bajo consumo de vapor
- No corrosivo
- Se elimina preferentemente el H_2S frente al CO_2, aunque esta selectividad disminuye a medida que se aumenta la presión.

Debido al consumo relativamente bajo de vapor, es posible ahorrar tanto en capital como en los costos de operación. Además, la inversión inicial también esta minimizada, ya que se emplean equipos de acero al carbono en lugar de emplear los de acero inoxidable, considerablemente más caros.

9.6.- Metildietanolamina (MDEA)

La metildietanolamina, es una amina terciaria, esto significa que los tres enlaces nitrógeno-hidrógeno han sido sustituidos por enlaces nitrógeno-alcohol, cuyo comportamiento en disolución acuosa es el de una base débil, que reacciona lentamente con el CO_2, por lo tanto para removerlo, se requiere de un mayor número de etapas de equilibrio de absorción. Su mejor aplicación es la remoción selectiva del H_2S cuando ambos gases están presentes (CO_2 y H_2S).

El empleo de esta amina como disolvente en la absorción de gases ácidos son las siguientes:

- Presenta una alta selectividad sobre el H_2S.
- Baja presión de vapor, lo que resulta en pérdidas de disolvente por evaporación potencialmente menores.
- Es menos corrosiva.
- Tiene alta resistencia a la degradación.

En cuanto a las desventajas:

- Es sustancialmente más costosa en comparación con el reto de aminas.

- Es menos reactiva, por lo que será necesaria una mayor cantidad de esta para obtener los mismos resultados.
- No se puede regenerar por medio de técnicas convencionales.
- Absorbe compuestos aromáticos presentes en el gas, lo que complica potencialmente el diseño de la unidad de recuperación de azufre posterior.
- Ofrece una eliminación mínima de COS y CS_2.

9.7.- Selección del disolvente

En base a las distintas características de las aminas que se utilizan con mayor frecuencia para el endulzamiento de gases, expuestas en los apartados anteriores, y a la disponibilidad de materias primas en el complejo de la refinería de "Gibraltar-San Roque", se dispone a la selección de una de estas alcanolaminas como disolvente.

Puesto que en la refinería de "Gibraltar-San Roque" se emplea la dietanolamina como disolvente en las plantas de aminas ya instaladas, se dispone tanques para el almacenamiento de esta, así como de sistemas de impulsión y canalización para este fluido.

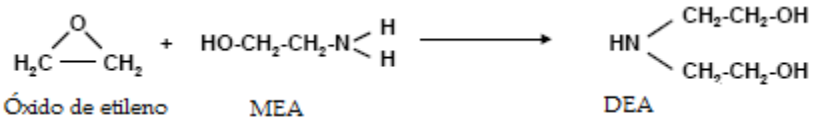
En caso de seleccionar cualquier otro disolvente, sería necesaria la construcción de los pertinentes depósitos para el almacenamiento de las nuevas materias primas, así como instalación de los elementos de transporte e impulsión de las mismas. Además, esto implicaría también la modificación de la planta de recuperación de azufre hacia la que es transportado el ácido sulfhídrico extraído. Esto aumentaría considerablemente el coste económico del presente proyecto.

Otra complicación añadida a un posible cambio del disolvente es la dificultad que supone encontrar y contratar a proveedores de estas materias primas que puedan garantizar su disponibilidad y calidad.

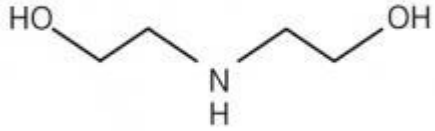
Debido a que en el campo industrial y empresarial siempre prima el factor económico, se descartará el uso de cualquier otro disolvente distinto a la dietanolamina.

9.8.- Caracterización del disolvente seleccionado (DEA)

El esquema de la reacción de obtención de este compuesto y su estructura molecular se muestran a continuación.



Aunque se estructura, comúnmente se representa de la siguiente forma:



9.8.1.- Ventajas del empleo de DEA

A continuación se enumeran las ventajas que presenta el empleo de este disolvente:

- Resistente ante la degradación por la presencia de reacción con sulfuro de carbonilos (COS) y sulfuro de carbono (CS_2).

  Si la corriente a tratar contiene concentraciones apreciables de estos dos productos, la DEA será el disolvente más adecuado. Este hecho está fundamentado en que, aunque la DEA y la MEA eliminan casi en su totalidad estos sulfuros, la MEA tiene el inconveniente de que reacciona con ellos para formar un compuesto estable térmicamente y no se puede posteriormente recuperar. La DEA también reacciona con ellos pero en todo caso forma compuestos recuperables en la regeneración.

- Baja presión de vapor del disolvente que da como resultado bajas pérdidas potenciales de disolvente.

  Con el uso de DEA se produce menos pérdidas de disolvente que con MEA, debido a que la primera es menos soluble en los hidrocarburos líquidos.

  Del mismo modo el disolvente es preferible que tenga una baja presión de vapor para evitar las pérdidas en su manejo y durante la operación.

- Naturaleza corrosiva reducida en comparación con la MEA.

- Es un disolvente de bajo coste.

- Presenta una alta versatilidad, permitiendo un amplio conjunto de operaciones para tratamiento de gases en función de las condiciones de operación.

- La corrosión que produce en los distintos equipos es inferior a la que se produce con el empleo de MEA, aunque no se elimina la necesidad de utilizar acero inoxidable o aleado.

9.8.2.- Desventajas del empleo de DEA

En cuanto a las desventajas que esta puede presentar, se encuentran las siguientes:

- Baja reactividad en comparación con MEA.

- Produce una eliminación no selectiva en sistemas de mezcla de gases debido a su incapacidad para tratar una cantidad apreciable de CO_2.

- Elevadas exigencias para su circulación.

- A elevadas temperaturas puede reaccionar la DEA con el CO_2 para formar productos no recuperables mediante técnicas convencionales de recuperación.

9.8.3.- Propiedades fisicoquímicas de la DEA

Respecto a sus propiedades fisicoquímicas:

$$Peso\ Molecular\text{:}\ \ M = 105{,}14\,\frac{g}{mol}$$

$$Densidad\text{:}\ \ \rho = 1{,}0919\,\frac{g}{cm^3}$$

$$Presión\ de\ vapor\ a\ 20ºC\text{:}\ \ P^0 \ll 0{,}01\ mmHg$$

$$Temperatura\ de\ ebullición\ a\ 1atm\text{:}\ \ T_{ebullición} = 271\ ºC$$

$$Temperatura\ de\ fusión\ a\ 1atm\text{:}\ \ T_{fusión} = 28\ ºC$$

Es importante señalar que en el proceso de absorción se empleará como disolvente una disolución acuosa al 28% en peso de DEA, por lo que estas propiedades variarán considerablemente. Las propiedades para esta disolución y para el resto de corrientes involucradas en el proceso se tomarán de la biblioteca de datos termodinámicos del software de simulación de procesos Aspen Plus V8.4.

9.8.4.- Reacciones químicas

En cuanto a las reacciones químicas que se pueden dar lugar con la presencia se DEA, a continuación se detallan solo las que nos resultarán de interés a la hora del diseño de la columna de absorción.

Como se acaba de señalar, solo se detallarán las reacciones químicas de interés, es decir, las involucradas en la eliminación del ácido sulfhídrico.

- El sulfuro de hidrógeno es un ácido débil y se ioniza parcialmente en agua para formar iones de hidrógeno y de hidrogenosulfuro:

$$H_2S + H_2O \quad \leftrightarrow \quad H_3O^+ + HS^-$$

- Las alcanolaminas como la DEA son bases débiles y se ionizan en agua para formar iones de aminas e hidroxilo:

$$(HOCH_2CH_2)_2NH + H_2O \quad \leftrightarrow \quad (HOCH_2CH_2)_2NH_2^- + OH^-$$

- Cuando el H_2S se disuelve en la solución que contiene los iones de amina, reaccionará para formar una sal de base débil:

$$(HOCH_2CH_2)_2NH_2^- + HS^- \quad \leftrightarrow \quad (HOCH_2CH_2)_2NH_2SH$$

  Esta reacción de formación de sales no termina de completarse, por lo que una parte de los iones de hidrogenosulfuro seguirán presentes en el medio acuoso, impidiendo la reacción de dilución del ácido sulfhídrico, por lo que el gas de salida siempre presentará cierta cantidad de H_2S.

- La reacción global puede escribirse por tanto de la siguiente forma:

$$(HOCH_2CH_2)_2NH + H_2S \quad \leftrightarrow \quad (HOCH_2CH_2)_2NH_2SH$$

Las variables de operación se ajustan para favorecer la reacción directa en la ecuación anterior en la etapa de absorción del proceso.

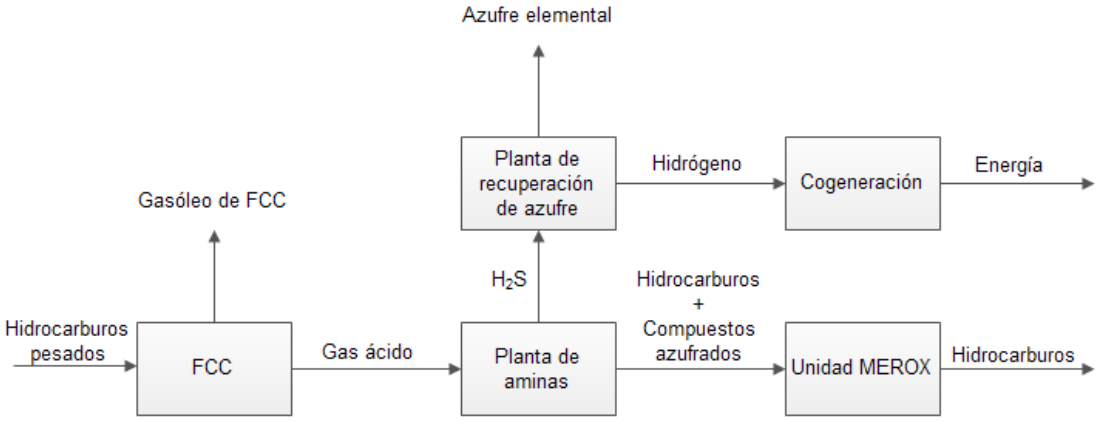
El carácter reversible de la reacción es lo que permite la regeneración del disolvente y continuar eliminando el H_2S por tratamiento con amina.

10.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

A continuación se procede a describir con detalle el proceso, explicando paso a paso la función desempeñada por pada unidad que constituye esta planta de aminas.

A rasgos generales, la planta de aminas se encuentra situada junto a las unidades de recuperación de azufre Claus y Superclaus, donde el ácido sulfhídrico (H_2S) eliminado de la corriente de hidrocarburos es convertido en azufre elemental, y justo después del reactor de craqueo catalítico de lecho fluidizado (FCC) cuya salida de gases constituye la corriente de alimentación de esta planta de aminas. Además, ha de encontrarse también junto a la unidad MEROX (Mercaptan Oxidation), donde los compuestos azufrados presentes en la corriente de hidrocarburos de la que se ha eliminado el H_2S se oxidan formando disulfuros, fácilmente eliminables.

A modo esquemático el diagrama de flujo de estos procesos sería el que sigue:



Tal y como se aprecia en el diagrama, las fracciones pesadas de hidrocarburos, que contienen una gran carga contaminante, llegan al reactor catalítico de lecho fluidizado, donde estas se rompen formando fracciones de menor peso molecular, como el gasóleo de FCC, e hidrógeno que junto con otros contaminantes ya presentes, como el azufre, otros que se han formado en esta unidad, como es el caso del ácido sulfhídrico (H_2S), y los hidrocarburos de menor peso molecular constituyen el gas ácido de salida del FCC. Este gas ácido se conduce hasta la planta de tratamiento con aminas, que es la planta objeto de estudio en el presente proyecto, donde el gas ácido es liberado del ácido sulfhídrico por medio de un proceso de absorción química con aminas en el que estas aminas son posteriormente regeneradas para su reutilización, obteniendo dos corrientes, una de ácido sulfhídrico que será conducida hasta la unidad de regeneración de azufre, y otra de hidrocarburos que aunque apenas contienen compuestos ácido sulfhídrico sí que contienen cantidades importantes de compuestos sulfurados

que han de ser eliminados, por lo que esta corriente de hidrocarburos es conducida a la unidad MEROX. En cuanto a la unidad de regeneración de azufre, esta emplea una serie de reactores catalíticos que transforman el ácido sulfhídrico en azufre elemental que podrá ser comercializado posteriormente, además se genera hidrógeno, que es transportado hacía la planta de cogeneración presente en la refinería de "Gibraltar-San Roque" donde se quemará para obtener energía que será utilizada por la misma refinería. En lo referente a la unidad MEROX, esta emplea una serie de reacciones que transforman los compuestos azufrados presentes en la corriente de hidrocarburos que proviene de la planta de aminas en disulfuros, quedando esta corriente prácticamente libre de ellos.

Como explicación de este diagrama, en los siguiente subapartados se detallan las distintas plantas y unidades presentes en el mismo, prestando especial atención en la planta de aminas que es la que nos atañe en el presente proyecto.

10.1.- Descripción del reactor de craqueo catalítico de lecho fluidizado (FCC)

En este apartado se aborda la descripción detallada del reactor de craqueo catalítico de lecho fluidizado FCC.

10.1.1- Descripción general

El proceso de craqueo catalítico en lecho fluido, comúnmente designado por sus siglas en inglés, FCC *(Fluid Catalytic Cracking)*, es uno de los procesos de conversión más importantes de la industria del refino de petróleo. A nivel del grupo CEPSA, la capacidad nominal total de tratamiento de sus unidades de FCC en España es de 5,7 millones de toneladas métricas de combustible.

De una forma simple y resumida, el proceso FCC rompe moléculas de hidrocarburo de alto peso molecular (punto de destilación superior a los 360QC) y las transforma en productos más valiosos tales como etileno, propileno, gasolina y gasóleo (diésel). La reacción tiene lugar a temperaturas elevadas (superiores a los 500QC) en presencia de un catalizador y, a diferencia del hidrocraqueo, sin aporte de hidrógeno, ni utilización de elevadas presiones.

Desde sus inicios, a mediados de los años 30 del siglo XX, hasta hoy, el FCC ha estado en permanente evolución, tanto en tecnología y diseño del lecho fluido, como por mejoras en los materiales del reactor. Capítulo aparte merece la Introducción de los catalizadores zeolíticos (zeolitas Y, REY) a finales de los años 60, aditivos de octano (zeolita ZSM-5), promotores de combustión y aditivos para control de emisiones y SO_X. El avance más reciente en este campo,

comercial en 1990, ha sido la tecnología para tratamiento directo del residuo atmosférico *("resid* FCC" o RFCC), cuyo principal reto es conseguir funcionar con los altísimos niveles de asfaltenos, especies polinucleares y heteroátomos (níquel, vanadio, sodio, azufre, nitrógeno) que porta la alimentación. El tratamiento de este tipo de cargas requiere condiciones de proceso bien diferenciadas y catalizadores especialmente diseñados, de alto tamaño de poro y alta resistencia a los metales.

La alimentación más típica de un FCC es el gasóleo de vacío (normalmente se obtienen dos extracciones, gasóleo ligero, GOLV, y gasóleo pesado, GOPV) obtenido en la destilación a vacío del residuo de la destilación atmosférica, normalmente en una proporción entre el 80 y el 100% de la carga total. En algunos casos, puede procederse a un pretratamiento de la carga para reducir su contenido en azufre. Los metales y asfaltenos se concentran mayoritariamente en el residuo de vacío (fracción 560QC), cuyo procesado requiere reactores específicos. Otras corrientes que en menor proporción se incorporan a la alimentación del FCC serían:

- Residuo atmosférico (problemático, porque su contenido en metales y precursores de carbón es alto).
- Gasóleo de coquer (aromático, pesado, refractario al craqueo).
- Extracto de *lubes* (muy aromático y refractario al craqueo).
- Gasóleo de *visbreaking* (fracciones pesadas y aromáticas).

10.1.2.- Química del proceso

Las reacciones de craqueo de los hidrocarburos pesados de petróleo transcurren por el mecanismo químico conocido como "ion carbonio", en presencia de catalizadores (zeolitas) de fortaleza ácida extrema, muy superior a la del ácido sulfúrico.

La etapa inicial de la reacción consiste en la adsorción de la molécula sobre un centro ácido para abstraer un protón, formándose un ion hidruro (H-) y un ion carbenio (R+). El ion carbenio es altamente inestable y se rompe (escisión beta) dando lugar a una olefina y a un nuevo ion carbenio. También son posibles las reacciones de isomerización de la cadena y la transferencia de hidrógeno, con formación de aromáticos y parafinas.

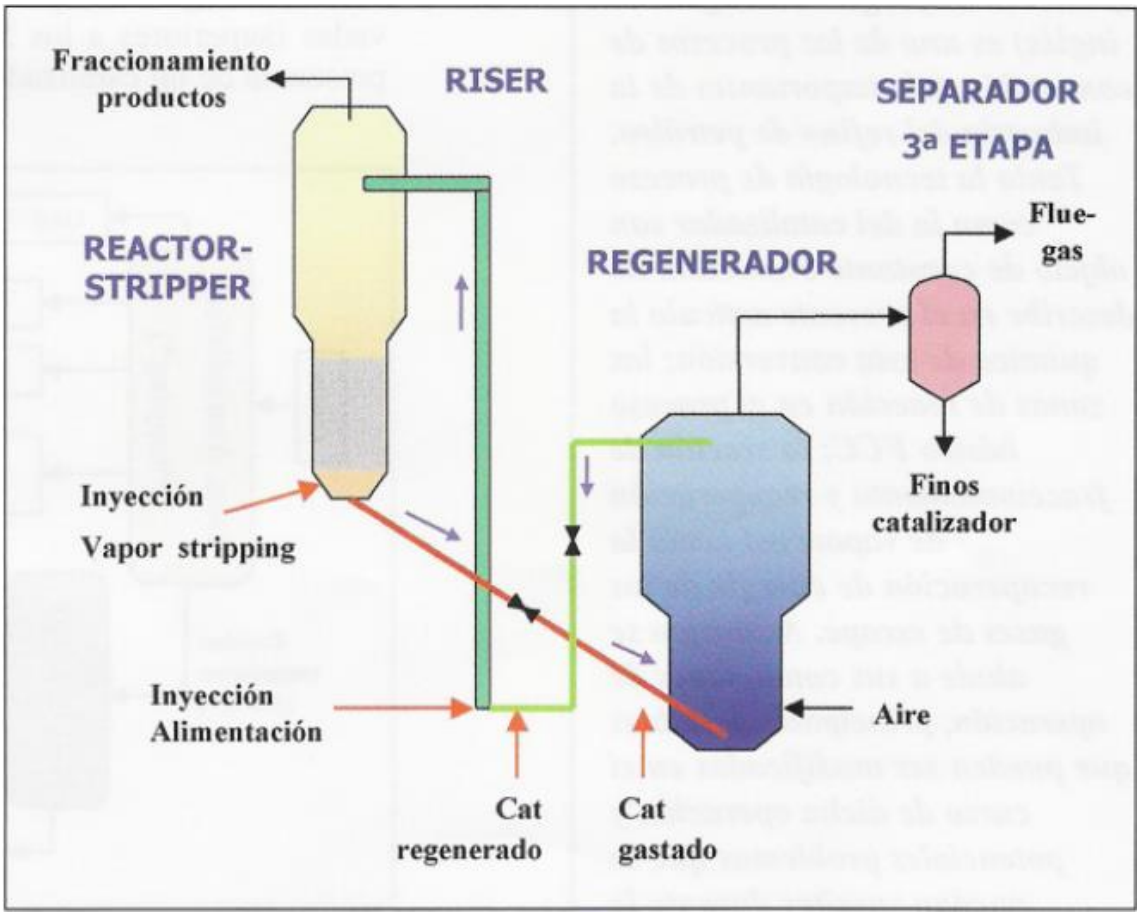
Otro mecanismo que opera en paralelo con el anterior es el craqueo térmico, que tiene lugar vía radicales libres, cuya formación se favorece con la temperatura y por una mala distribución de calor en el reactor. El craqueo térmico tiende a aumentar la cantidad de gas seco producida (C_1-C_2), así como la formación de alfa-olefinas muy poco ramificadas, que no contribuyen al incremento del número de octano (MON) de la gasolina.

10.1.3.- Unidad FCC: Sección de reacción

El proceso básico del FCC, esquematizado en la "*Figura 2*", requiere tres zonas que operan en ciclo continuo y que son:

- "*Reactor-riser*", donde tienen lugar las reacciones de craqueo (ion carbenio, craqueo térmico, etc.).
- "*Stripper*", donde se produce la difusión de los vapores de hidrocarburos del catalizador mediante una inyección de vapor.
- Regenerador, donde se quema el coque formado en la superficie del catalizador, dejándolo listo para un nuevo ciclo de craqueo.

Figura 2, Esquema simplificado estándar del proceso FCC



Por otra parte, la unidad de FCC debe de operar en "balance de calor". Esto es, el aporte de calor necesario para el craqueo tiene que ser aportado mediante la combustión (exotérmica) del coque en el regenerador, siendo las reacciones principales las siguientes:

$$C + O_2 \rightarrow CO_2 \;\; ; \;\; \Delta H = -394 \frac{MJ}{kmol}$$

$$C + O_2 \rightarrow CO \;\; ; \;\; \Delta H = -111 \frac{MJ}{kmol}$$

$$H_2 + O_2 \rightarrow H_2O \;\; ; \;\; \Delta H = -242 \frac{MJ}{kmol}$$

Claramente, se aprecia que el calor de combustión a CO2 es más de tres veces el del CO, lo que justifica el uso de promotores de combustión en el catalizador para maximizar el aprovechamiento energético, salvo limitaciones específicas de la unidad. Esto acurre, por ejemplo, en el caso de las unidades de FCC de residuos, donde hay un exceso de coque, suele ser una ventaja trabajar en el modo de combustión parcial (a CO), disminuyendo así los requerimientos energéticos, el sobredimensionamiento de la soplante de aire, etc.

10.1.3.1- Reactor – riser

Aquí tiene lugar el primer paso de la reacción. Muy frecuentemente, no es sino un conducto largo y estrecho, totalmente vertical *("riser"),* diseñado para favorecer las reacciones de craqueo catalítico frente a las de craqueo térmico. La alimentación (gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío, desulfurados o no, reciclados y mezclas varias con corrientes residuales de otros procesos) llega líquida a la base del reactor y se atomiza mediante unas boquillas cónicas de inyección *("nozzles").* Inmediatamente, se vaporiza al entrar en contacto con el catalizador caliente y activo que llega del regenerador, y se craquea. La alta generación de gases hace aumentar la velocidad ascensional, lo que se conoce como "fluido en fase diluida".

Las reacciones de craqueo son endotérmicas, y además se deposita coque sobre el catalizador, por lo que éste, al final, se ha enfriado y desactivado. El mecanismo que origina el coque es diverso, aunque en general, se distinguen cuatro fuentes principales:

- Coque cinético: debido a reacciones de polimerización, dependiendo del tiempo de residencia en el reactor y de la conversión.
- Coque aditivo: debido a los precursores contenidos en la alimentación.
- Coque metálico: debido a reacciones de deshidrogenación catalizadas por los metales depositados sobre el catalizador (níquel y vanadio). En este sentido, junto al coque se produce, estequiométricamente, H_2. El níquel es unas cuatro veces más activo que el Vanadio para este tipo de reacciones.
- Coque fraccionable: originado por los hidrocarburos adsorbidos sobre el catalizador.

El lapso temporal en que tienen lugar estos procesos es muy rápido: entre 1 y 5 segundos, dependiendo de la fluidodinámica de la unidad.

En el tramo final del *reactor-riser* es necesario separar el catalizador, ya agotado, de los productos de la reacción, lo que se consigue mediante un conjunto de ciclones *("disengager").* Los ciclones, en esencia, utilizan la fuerza centrífuga para separar el catalizador de la corriente de proceso, alcanzando eficacias de 99,997%. De igual forma, deben estar adecuadamente preparados para resistir la erosión provocada por las partículas de catalizador.

Los hidrocarburos pasan a la sección de fraccionamiento de productos de la unidad, y el catalizador, al *stripper*. Un factor crítico es la minimización del tiempo de permanencia de los productos en el *disengager.* Esto se debe a que a las altas temperaturas alcanzadas en esta zona tienen lugar reacciones secundarias de craqueo térmico, que incrementan la producción de gas seco a costa de mermas en fracciones más valiosas (LPG, gasolina, LCO).

10.1.3.2.- Stripper

El catalizador gastado, una vez separado en los ciclones del reactor, cae a través de unas toberas al *stripper*. Ésta es la zona en la que, mediante un arrastre con vapor, se desorben del catalizador vapores de hidrocarburos físicamente absorbidos. Al final del proceso, sólo quedará coque (sólido) sobre el catalizador, que se ha depositado sobre los centros ácidos del catalizador como consecuencia directa del proceso de craqueo. Por la vía del *stripping*, se consigue evitar que el regenerador se alcance temperaturas excesivamente altas previniendo, simultáneamente, una severa desactivación hidrotérmica del catalizador.

En el *stripper*, el catalizador se airea con un caudal mínimo de vapor para mantener la circulación de catalizador. El nivel de catalizador se regula mediante una válvula distribuidora y un lazo de control. El catalizador sale de forma controlada hacia el regenerador.

10.1.3.3.- Regenerador

En el regenerador se produce la combustión del coque depositado en el catalizador, produciéndose la regeneración de la actividad catalítica. El catalizador gastado se introduce y distribuye uniformemente por la parte superior de la fase densa. El aire lo hace por el fondo del lecho, siendo proporcionado mediante compresores de tipo axial o centrífugo. De esta manera, se consigue un gradiente de baja presión parcial de oxígeno a lo largo de todo el lecho y evitando que se alcance una temperatura excesiva en la propia partícula de catalizador que, de otra forma, podría provocar el colapso estructural de la zeolita, con pérdida irreversible de la actividad. En estas condiciones, es cada vez más frecuente utilizar aditivos promotores de

combustión (Pt/AIP3) para evitar post-combustiones en determinadas zonas del reactor donde la presión parcial de oxígeno es mayor, susceptibles de producir picos de temperatura no deseados.

Las condiciones típicas de operación de una unidad de FCC se han recopilado en la "*Tabla 2*".

Tabla 2, Rangos típicos de operación de una unidad de FCC

Parámetro	Rango
Temperatura regenerador, °C	700-750
Temperatura reactor, °C	500-550
Inventario de catalizador, t	150-300
Tiempo contacto riser, sg.	1-3
Lecho	Fluido
Modo operación	balance calor
Adición catalizador fresco, t/día	2-6
Circulación de catalizador, t/min.	10-20
Vida media del catalizador, semanas	4-12
Relación cat/oil	5-9
Delta coque	0,5-1,0
Temperatura precalentamiento carga °C	250-350
Caudal vapor stripping, g/kg	10-20
Caudal de alimentación, t/h	150-250
Caudal de alimentación, MM t/año	1,5-2,5

Finalmente, para separar el catalizador de los humos de combustión (llamados "*flue-gas*"*)*, es necesario disponer de un sistema de separación de alta eficiencia, para lo que normalmente se utilizan dos etapas de ciclones. Tras la segunda etapa, los humos se recogen en una cámara plenum y pasan a la siguiente sección.

10.1.4.- Operación del FCC

La operación del FCC ofrece una importante flexibilidad para adaptarse a las necesidades de la demanda, modificando la selectividad a LPG, gasolina o gasóleo sobre los rendimientos estándar de producto.

Las principales variables que pueden ser modificadas en el curso de la operación son:

- Caudal de alimentación.
- Temperatura del reactor.

- Relación Cat/Oil.
- Catalizador y su nivel de actividad.
- CRC (Carbón en el catalizador regenerado).
- Puntos de corte de los productos.

Por variación en las mismas, se tienen tres modos básicos de operación (con muchas variaciones en función del objetivo de la unidad), que serían:

- *Máxima gasolina,* operando a severidad intermedia (temperaturas de reactor de 515 a 530ºC), alta relación cat/oil y catalizadores de alta actividad (tipo REY). No se utilizan reciclados, a fin de favorecer la conversión.
- *Máximos destilados medios,* operándose a baja severidad para disminuir la conversión y detener la reacción de craqueo en esta zona. Las temperaturas de reactor son inferiores: 495 -510ºC; el cat/oil es menor y el catalizador es menos activo (tipo USY), pero más selectivo a coque. Es habitual el uso de reciclados.
- *Máximo LPG, mínima gasolina, máximo octano*. Es la operación más severa, para aumentar la conversión a LPG, fundamentalmente propileno/iso-butileno. Se utilizan muy altas temperaturas (535-560ºC) y aditivos de octano tipo ZSM-5, que incrementan la producción de LPG a costa de la gasolina; a su vez, el aditivo aumenta el número de octano de ésta, sin merma en los destilados medios y ni incrementar el rendimiento a coque.

Actualmente, los sistemas de control avanzado multivariable (temperaturas, presiones, caudales, niveles, composiciones) permiten el control predictivo de la operación, balance de calor y, por último, la optimización del balance económico de la unidad.

10.1.5.- Principales problemas de operación de la unidad FCC

El FCC es una unidad extremadamente flexible y capaz de procesar una gran variedad de alimentaciones en condiciones muy diferentes. No obstante, la interacción entre catalizador-alimentación-*"hardware"-productos* es extremadamente compleja. Por ello, la unidad puede verse limitada de diferentes maneras en función de qué y cómo se esté operando.

La "*Tabla 3*" presenta un resumen, no exhaustivo, de las principales limitaciones que se pueden presentar en la operación real.

Tabla 3, Principales problemas de funcionamiento de la unidad de reacción FCC

Problema	Causa probable
Exceso de temperatura en regenerador	Excesiva severidad de operación Alimentación (p.ej.: procesando residuo atmosférico) Limitaciones en el *stripper* Catalizador poco selectivo a coque Mala "stripabilidad" del catalizador
El compresor de gases	Demasiada severidad de operación Exceso de carga a la unidad Exceso de metales en el catalizador Catalizador poco selectivo a gas Demasiada temperatura en el riser
Pérdidas de catalizador	Velocidad superficial en el regenerador Ciclones dañados Catalizador demasiado blando
Circulación del catalizador	Mal diseño de la unidad/distribuidores Defectos en la aireación de las líneas de vapor Severidad de operación Operación en el *stripper* Mala fluidizabilidad del catalizador

10.1.6.- Resumen de la unidad FCC

El FCC es uno de los procesos de conversión más importante del refino de petróleo. Tanto la tecnología de proceso como la tecnología del catalizador son objeto de constante evolución. La operación se controla mediante un *software* avanzado y permite una alta flexibilidad para procesar diferentes cargas y adecuar los rendimientos de la unidad a la demanda, sin olvidar la optimización del balance económico.

10.2.- Descripción de la planta de tratamiento con aminas

En este apartado se aborda la descripción detallada de la planta que es objeto de diseño y estudio en el presente proyecto, la planta de tratamiento con aminas.

10.2.1.- Descripción general

El proceso a llevar a cabo en esta planta es el de eliminación de ácido sulfhídrico (H_2S) que contiene la corriente de hidrocarburos gaseosa procedente del reactor de craqueo catalítico de lecho fluidizado (FCC) por medio de una absorción química que empleará como disolvente

una disolución de aminas, en concreto de dietanolamina (DEA), que reaccionará con el ácido sulfhídrico (H_2S), quedando este absorbido en dicho disolvente.

La planta no solo incluye los equipos necesarios para que se produzca dicha absorción, es decir, la columna de absorción, sino que además consta de los equipos auxiliares de intercambio de calor, impulsión de fluidos y separación de corrientes necesarios.

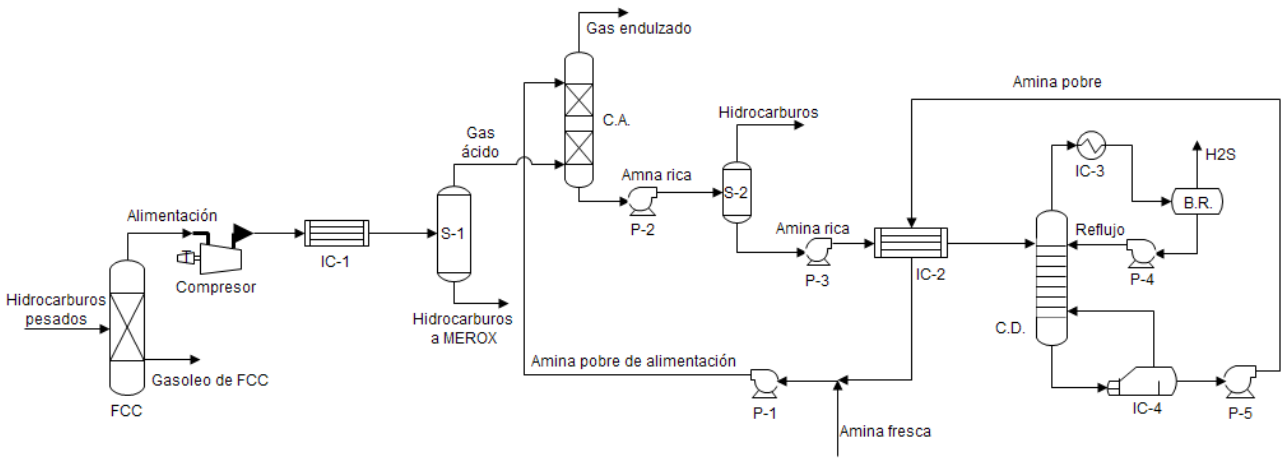
Además, esta planta consta de una zona de regeneración de aminas, donde el disolvente cargado de ácido sulfhídrico, denominado amina rica, es regenerado, es decir, su contenido en ácido sulfhídrico es reducido prácticamente a cero, permitiendo la posterior reutilización del mismo en la columna de absorción. A la amina regenerada que se recircula hacía la columna de absorción se le denomina amina pobre.

Esta regeneración se lleva a cabo aumentado la temperatura de la amina rica y reduciendo su presión, lo que provoca una reversión de la reacción que tuvo antes lugar entre la amina y el ácido sulfhídrico. Para ello la zona de regeneración de aminas de la planta, consta de una torre de destilación fraccionada a vacío, con sus respectivos sistemas auxiliares de intercambio de calor y de impulsión y transporte de fluidos. Es necesario señalar que entre ambas zonas, la de absorción y la de regeneración, se encuentra un separador gas-líquido que se encarga de eliminar los posibles hidrocarburos que puedan ir disueltos en la corriente de amina rica.

A pesar de contar con esta zona de regeneración de aminas en la planta, será necesario aportar amina fresca cada cierto tiempo, ya que esta disolución se degrada de una forma relativamente fácil.

A modo de esquema de funcionamiento de esta planta se presenta el siguiente diagrama de flujo "*Figura 3*":

Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas



Donde la nomenclatura de los distintos equipos es la siguiente:

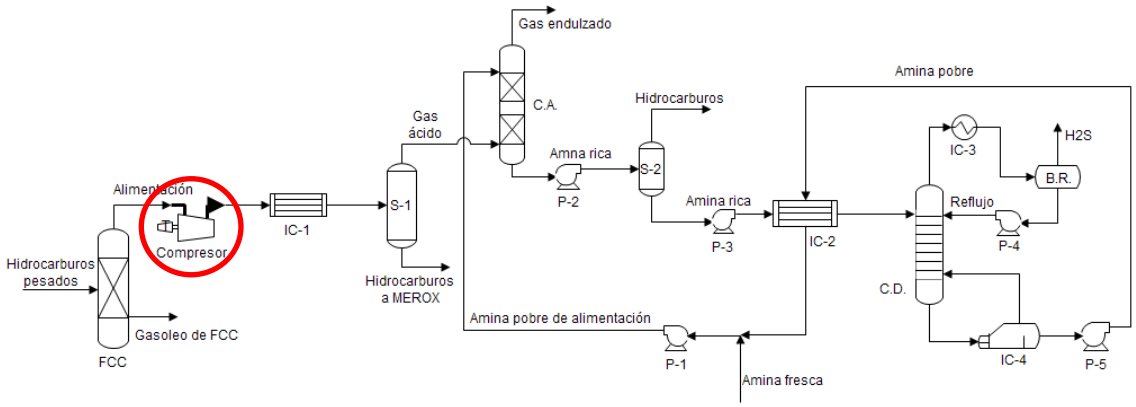
- IC-X: para los intercambiadores de calor.
- S-X: para los separadores gas-líquido.
- P-X: para las bombas, que aunque no se represente en el diagrama, todas se encuentran por duplicado, cada una conectada a su gemela en paralelo de forma que se pueda seguir operando en caso de avería de una de ellas.
- C.A.: es la nomenclatura empleada para la columna de absorción.
- C.D.: es la nomenclatura empleada para la columna de destilación.

A continuación, se procede al análisis detallado de cada una de las unidades presentes en el diagrama anterior, exceptuando la unidad de reacción FCC que no forma parte de la planta de tratamiento con aminas y que ya se ha descrito en el apartado anterior.

La explicación a rasgos generales de los equipos se hará por orden a medida que la corriente gaseosa es tratada en cada uno de ellos, a excepción de las bombas, que se enumerarán al final. La descripción detallada de estas unidades se llevará a cabo a partir del apartado siguiente "11.- DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN".

10.2.2.- Compresor

Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas



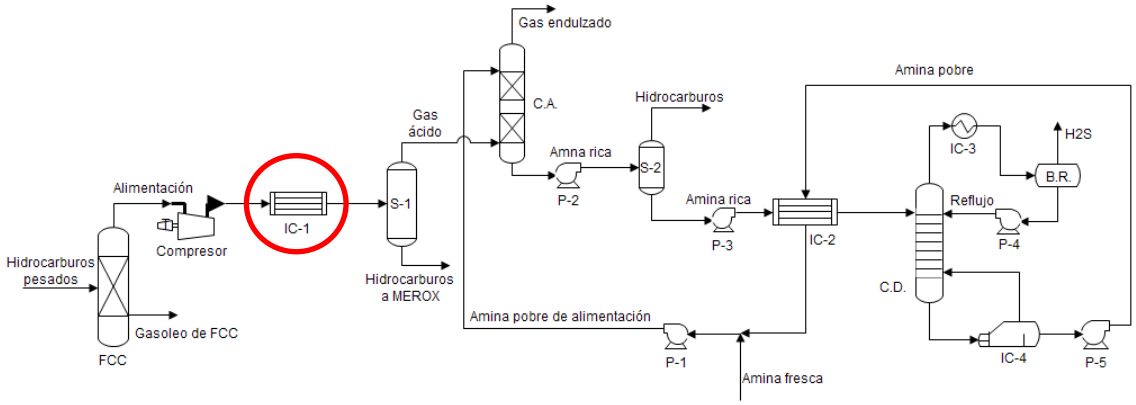
El compresor en el equipo encargado de suministrar la presión necesaria a la corriente de alimentación de la planta de tratamiento con aminas proveniente del reactor FCC.

La corriente procedente de la unidad FCC se encuentra a una presión de 161,655 psi (una 11 atm), mientras que la presión requerida será de 1.000 psi (que equivale a unas 68 atm de presión). Para ello el compresor tendrá que ser capaz de proporcionar una este incremento de

presión, para lo que tendrá que aportar una potencia de catorce con cero cuatro kiloWatios 14,04kW.

10.2.3.- Intercambiador de calor IC-1

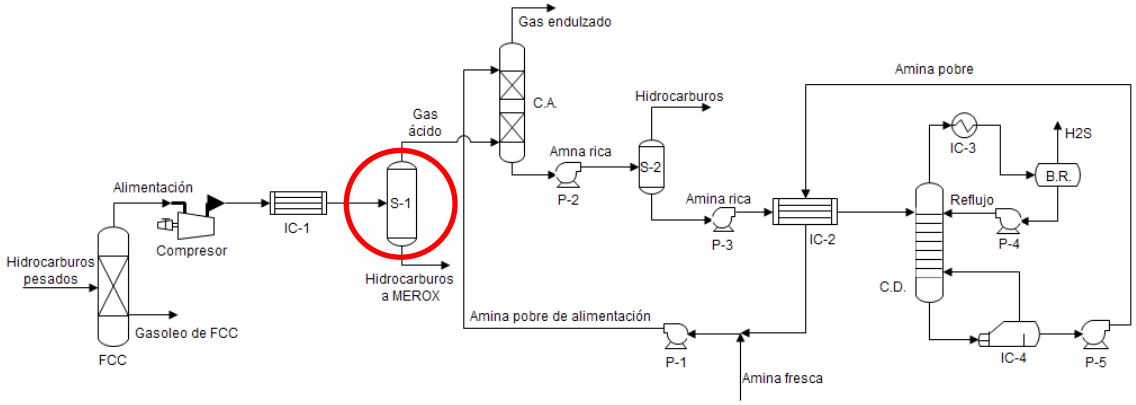
Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas



Es el intercambiador de calor que recibe la corriente gaseosa de alimentación una vez comprimida, que se encuentra a unos 410ºC, ya que durante la compresión del gas este se calienta, para su acondicionamiento hasta 32,22ºC. Para ello este intercambiador empleará agua de refrigeración como fluido refrigerante y se tratará de un intercambiador de calor de carcasa y tubos.

10.2.4.- Separador gas-líquido de alta presión S-1

Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas



Este separador recibe la corriente de gas ácido proveniente de la unidad FCC, pero este gas ya se encuentra acondicionado a la presión y temperatura solicitadas para llevar a cabo el proceso de extracción.

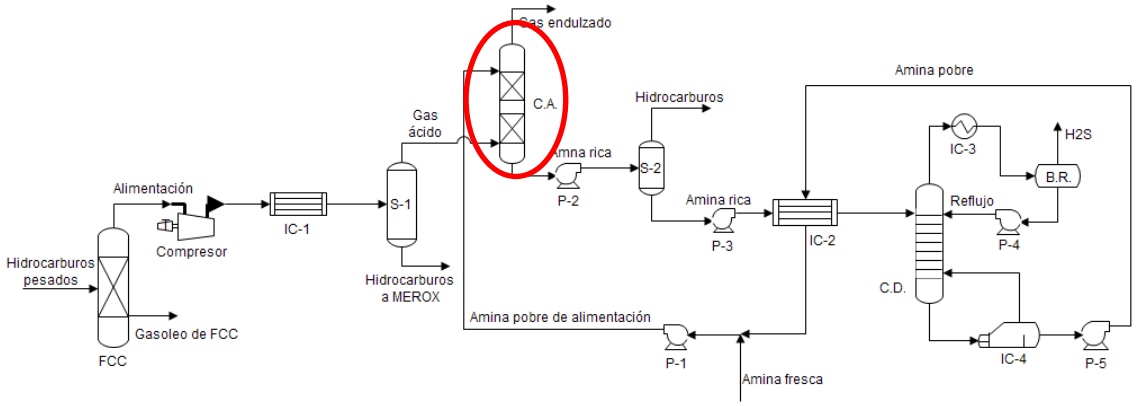
Esta corriente de alimentación a la planta ya acondicionada, contiene hidrocarburos líquidos y azufre, que podrían producir un mal funcionamiento en la columna de absorción, ya que podrían provocar la formación de espumas y emulsiones. Debido a esto es de vital importancia eliminarlos antes de su entrada en dicha columna de absorción.

Para ello se dispone de este separador gas-líquido, que será de tipo coalescedor. Este equipo dispondrá de dos zonas: una inferior, por la que entra el gas, con demister para retención de las gotas mayores, y otra superior que alojará cuatro elementos coalescentes de tipo "seprasol" en material polimérico, para eliminación de gotas líquidas.

De este modo, el azufre es eliminado por completo, y los hidrocarburos C_{12} y C_8 son eliminados casi en su totalidad, quedando un total de 0,02% y 0,05% en peso respectivamente en la corriente de gas ácido que posteriormente constituirá la corriente de alimentación de la columna de absorción.

10.2.5.- Columna de absorción C.A.

Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas



La corriente de gas ácido limpia de hidrocarburos y de azufre se introduce en la columna de absorción por la parte inferior de la misma, de forma que este gas ascenderá a través de los distintos lechos que constituyen el relleno por acción de la diferencia de presión.

En cuanto a la disolución de amina pobre que alimenta la columna de absorción, esta es bombeada hacía la parte superior de la misma, donde entra y se distribuye de la forma más homogénea posible sobre el lecho con la ayuda de unos difusores diseñados especialmente para para ello. Esta disolución de amina descenderá a través del lecho por acción de la gravedad.

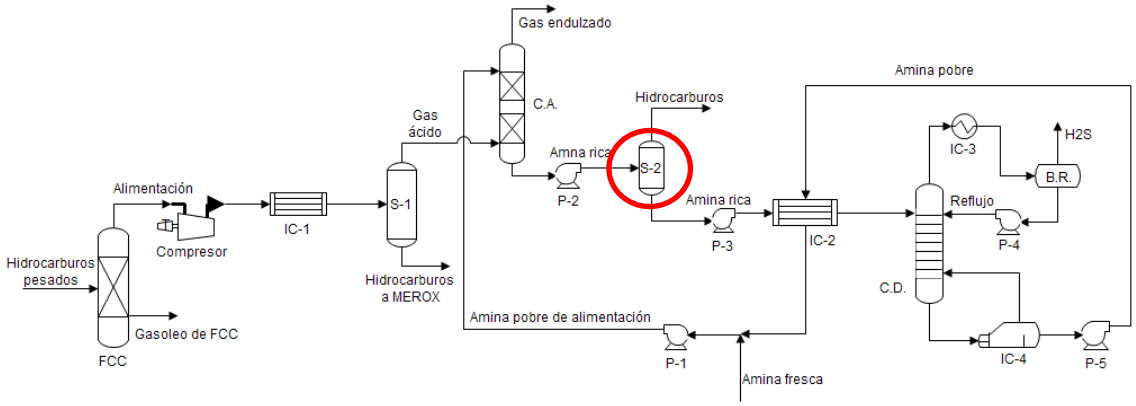
Para proporcionar un contacto óptimo entre ambas fases, y en función del tipo de reacción que se dará entre la amina y el ácido sulfhídrico, se ha optado por la utilización de una torre de relleno como dispositivo en el que se llevará a cabo la absorción. El relleno se distribuye en dos

lechos de 5,25 metros cada uno y estará constituido por unos anillos diseñados para optimizar el área de contacto entre fases denominados “Metal Cascade Mini Ring”.

De este modo, se produce la reacción deseada junto con la transferencia de materia necesaria para ello, obteniendo un gas endulzado con una cantidad muy reducida de ácido sulfhídrico que saldrá por cabeza de columna, y una disolución de amina que contiene una gran proporción de ácido sulfhídrico, denominada amina rica, por colas de columna.

10.2.6.- Separador gas-líquido de baja presión S-2

Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas



La disolución de amina rica que contiene gran cantidad de ácido sulfhídrico, también lleva disueltos una pequeña fracción de los hidrocarburos que no pudieron ser separados en el separador gas-líquido de alta presión S-1. Estos hidrocarburos, presenta una gran problemática en el equipo de recuperación de aminas (columna de destilación fraccionada a vacío), donde podría formar espumas que interfieren gravemente en el funcionamiento de dicho equipo.

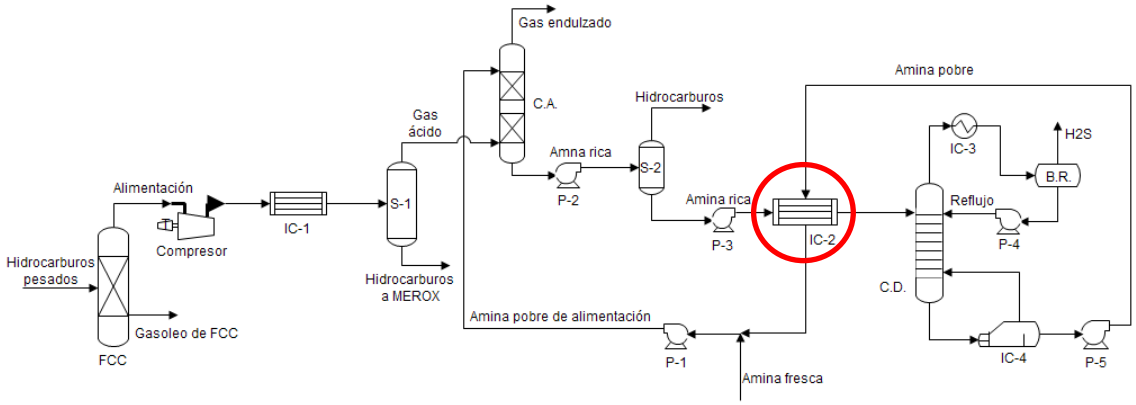
Para evitar esto, se instala un separador gas líquido tipo coalescedor, de la misma naturaleza que el anteriormente citado, o bien, un tanque de venteo, de forma que estos hidrocarburos tan problemáticos saldrían en su totalidad como corriente gaseosa del mismo.

En este caso, se ha optado por un separador de las mismas características que el separador gas-líquido S-1, es decir, que dispondrá de dos zonas: una inferior, por la que entra el gas, con demister para retención de las gotas mayores, y otra superior que alojará cuatro elementos coalescentes de tipo “seprasol” en material polimérico, para eliminación de gotas líquidas.

La corriente líquida de salida de esta unidad constituye la amina rica libre de hidrocarburos que será conducida a la zona de regeneración de aminas de la planta, para ser limpiada de ácido sulfhídrico y redireccionada a la columna de absorción.

10.2.7.- Intercambiador de calor amina-amina IC-2

Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas



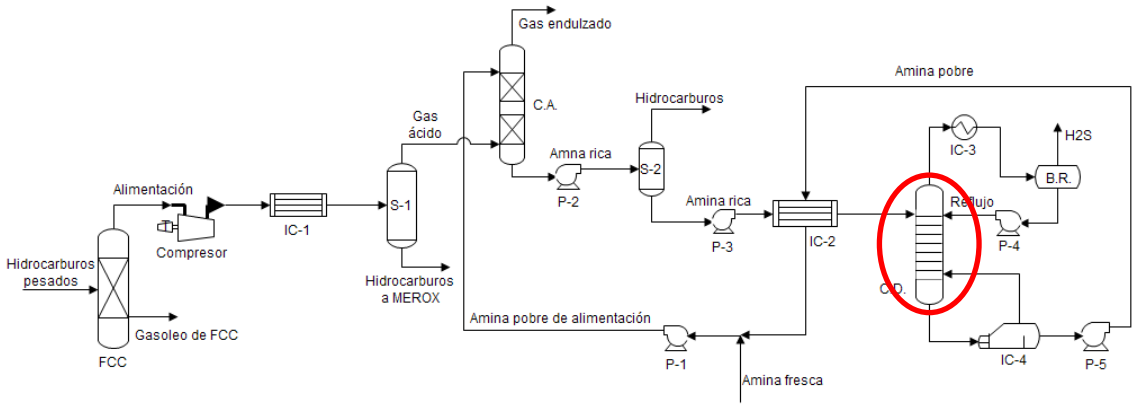
Este es el intercambiador de calor que se encarga del acondicionamiento de la corriente de amina rica procedente de la columna de absorción, una vez ha pasado por el separador gas-líquido de baja presión, y que constituirá la alimentación de la unidad de regeneración de aminas o columna de destilación. A su vez, acondiciona la corriente de amina pobre procedente de colas de la columna de destilación. Puesto que se utiliza el calor residual de la corriente de amina pobre para acondicionar la corriente de amina rica, este intercambiador recibe el nombre de intercambiador de calor amina-amina.

Al igual que sucedía con el intercambiador de calor IC-1, este también será del tipo carcasa y tubos.

En este caso, la corriente de amina rica es el fluido que se pretende calentar, por lo que se utilizará el calor excedente que posee la corriente de amina pobre.

10.2.8.- Columna de destilación C.D.

Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas

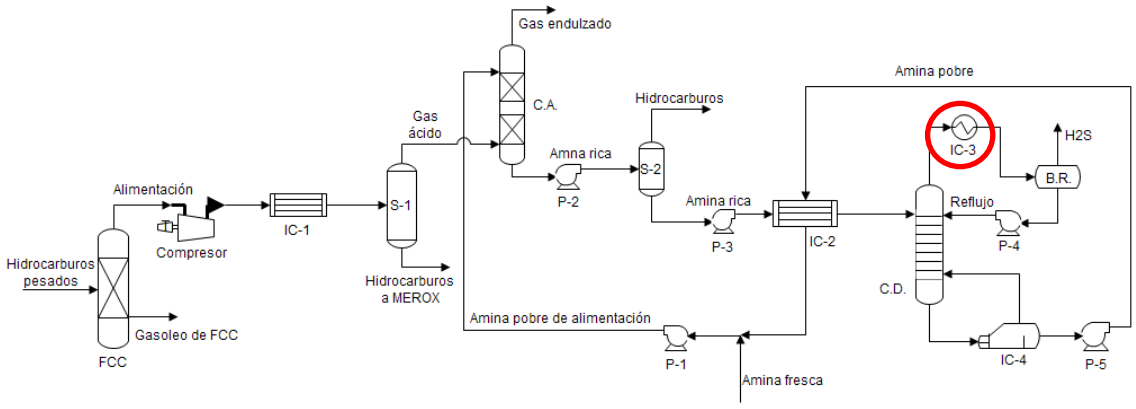


Se trata de la unidad encargada de la regeneración de la corriente de amina rica, que llega a esta unidad a la presión y temperatura óptimas para ello. Esta unidad regeneradora es en realidad una columna de destilación con rectificación a vacío, en la que se obtiene por cabeza un vapor rico en ácido sulfhídrico, que se condensa y almacena en un botellón de reflujo especialmente diseñado para ello. La parte condensable de este vapor, principalmente constituida por agua, es devuelta a la columna de destilación como reflujo, mientras que la parte incondensable, es decir, el ácido sulfhídrico, es conducido hacía la planta de regeneración de azufre.

En cuanto al producto de colas, este constituye la corriente de amina pobre que se redirecciona a la columna de destilación una vez que se ha incorporado la amina fresca correspondiente para suplir las pérdidas de disolvente por degradación y evaporación.

10.2.9.- Intercambiador de calor IC-3

Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas



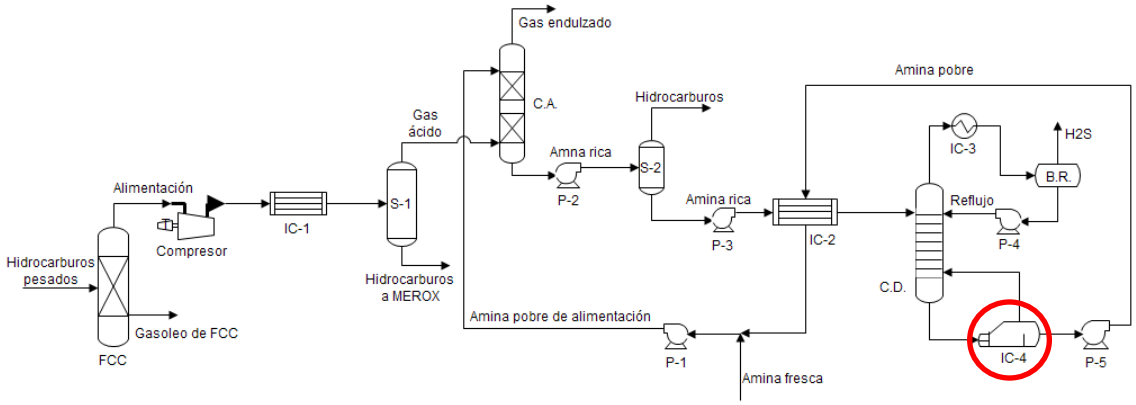
Este es el intercambiador de calor que se encarga de retirar el calor necesario para la condensación de la corriente de vapor que asciende por la columna, y poder retornar parte de esta como reflujo.

Es importante señalar que para condensar o evaporar una corriente no se utilizan dispositivos de intercambio de calor de carcasa y tubos, sino otras unidades especialmente diseñadas para ello. A pesar de ello se ha considerado este equipo de intercambio de calor como si se tratase de un intercambiador de calor de carcasa y tubos, ya que de esta forma se proporciona una estimación de las dimensiones del equipo y del calor intercambiado.

En este caso, la corriente de vapor es el fluido a enfriar, por lo que se utilizará agua de refrigeración para absorber el calor excedente.

10.2.10.- Intercambiador de calor IC-4

Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas



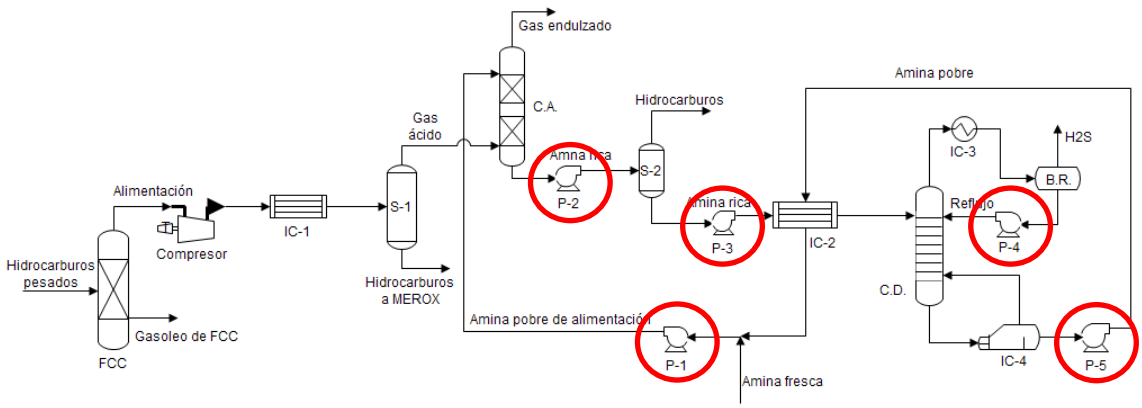
Se trata del intercambiador de calor que se encarga de calentar la corriente de amina pobre que desciende por la columna de destilación, para después, recircular una parte hacía la columna de absorción y la otra de vuelta a la columna de destilación como corriente evaporada.

Es importante señalar que para condensar o evaporar una corriente no se utilizan dispositivos de intercambio de calor de carcasa y tubos, sino otras unidades especialmente diseñadas para ello. A pesar de ello se ha considerado este equipo de intercambio de calor como si se tratase de un intercambiador de calor de carcasa y tubos, ya que de esta forma se proporciona una estimación de las dimensiones del equipo y del calor intercambiado.

En este caso, la corriente de amina pobre es el fluido a calentar, por lo que se utilizará vapor de baja presión para aportar este calor necesario.

10.2.11.- Bombas

Figura 3, Diagrama de flujo de la planta de aminas



En el presente proyecto podemos identificar las siguientes bombas:

- P-1: Responsable de proporcionar el caudal necesario de disolución de amina pobre a la columna de absorción.
- P-2: Impulsa la corriente de amina rica desde la cola de la columna de absorción hasta el separador gas-líquido de baja presión S-2.
- P-3: Impulsa la corriente de amina rica, procedente del separador gas-líquido a baja presión S-2, hacia la columna de destilación.
- P-4: Responsable de la impulsión de la corriente de vapor condensado que se retorna a la columna de destilación como reflujo.
- P-5: Impulsa la corriente de amina pobre procedente de la columna de destilación hacia el punto de mezcla en el que convergen la corriente de amina fresca, y esta corriente de amina pobre.

Es necesario señalar que todas las bombas presentes en la planta son de tipo centrífugas. Además será necesario tener en cuenta a la hora de realizar el presupuesto que cada uno de estas bombas se encontrará por duplicado y dispuesta en paralelo con su gemela, de forma que si una de ellas fallase, la planta podría seguir funcionando correctamente.

10.3.- Descripción de la planta de recuperación de azufre

Aunque poco conocida, la planta de azufre es una de las partes de mayor importancia en una refinería, debido a la creciente sensibilidad medioambiental y a la cada vez mayor necesidad de recuperar azufre.

Algunas de las alternativas más utilizadas por las refinerías para la eliminación de azufre son las siguientes

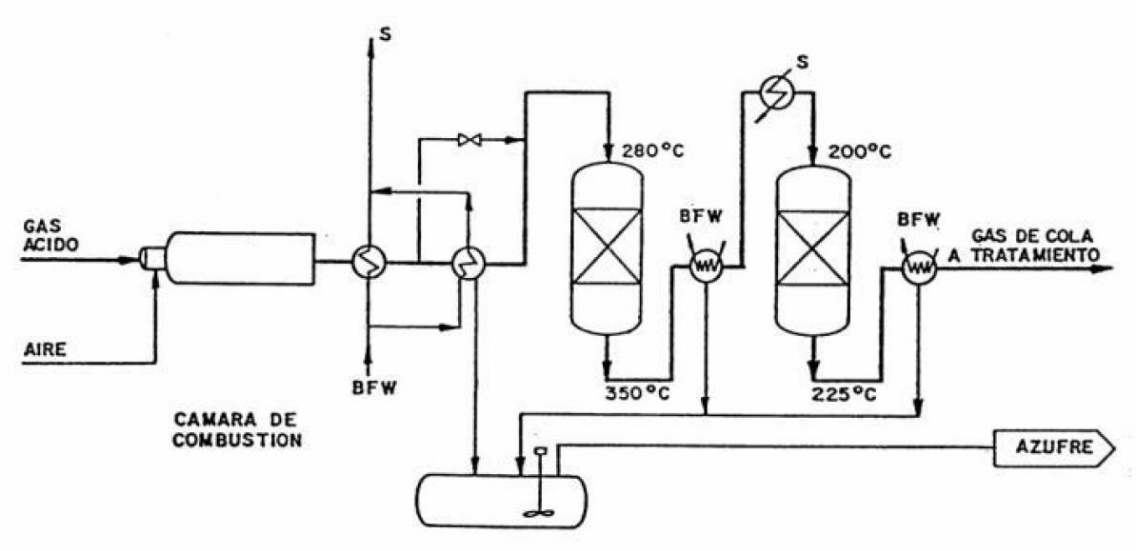
10.3.1.- Proceso Claus.

Este proceso no comenzó a utilizarse hasta primeros de los 70, ya que resultaba más rentable la extracción de azufre de minas. En esta época empezaron las consideraciones medio ambientales, por lo que la tecnología del proceso se mejoró notablemente, pasando a ser un proceso altamente eficiente y flexible.

El proceso Claus permite tratar directamente una alimentación de fuel gas ácido con riquezas de SH_2 de entre el 50 y el 100%.

El diagrama de este proceso se muestra en la siguiente figura "*Figura 4*":

Figura 4, Esquema simplificado estándar del proceso Claus



La primera etapa es un proceso térmico de combustión parcial del HS_2 en un horno a temperaturas muy elevadas (unos 1100 ºC) dando lugar a la formación de SO_2.

$$H_2S + \frac{3}{2}O_2 \quad \leftrightarrow \quad SO_2 + H_2O$$

La reacción de Claus entre SH_2 y SO_2 se da en los reactores catalíticos, donde la estequiometría de la reacción es de vital importancia.

$$2H_2S + SO_2 \quad \leftrightarrow \quad \frac{3}{n}S_n + 2H_2O$$

Uniendo ambas expresiones:

$$3H_2S + \frac{3}{2}O_2 \quad \leftrightarrow \quad \frac{3}{n}S_n + 3H_2O$$

Esta es una reacción de equilibrio en la que la conversión de azufre se favorece a bajas temperaturas. La clave de este proceso es alcanzar la conversión máxima permitida por la termodinámica.

Las etapas y las condiciones de operación del proceso Claus son las siguientes:

La primera variable operativa es la composición de la carga a la unidad. Esta composición condiciona la temperatura alcanzada en el horno, cariando entre 1100 y 1400 ºC. En cualquier caso, a estas temperaturas, una fracción del SH_2 es disociada térmicamente a azufre elemental y otra fracción se combina con el SO_2. Los gases procedentes de la combustión se enfrían en un

intercambiador, obteniéndose vapor de alta y continúan enfriándose hasta unos 150-160 ºC en el condensador de azufre generándose vapor de baja.

El gas se recalienta de nuevo antes de entrar al primer reactor catalítico donde tiene lugar la reacción. En este reactor se dan también una serie de reacciones secundarias de formación de COS y CS_2, por lo que se aumenta la temperatura del reactor por encima de la conveniente termodinámicamente para favorecer la hidrolisis de estos compuestos.

Finalmente el gas es llevado a un condensador donde se separa el azufre. El proceso se vuelve a repetir en un segundo reactor, o incluso en un tercero (opcional). Los gases del segundo reactor (o del tercero si lo hubiera) son llevados a un coalescedor de gotas para separar las últimas trazas de azufre líquido. Los gases residuales son pasados por un incinerador antes de enviarlos a chimenea como efluentes a la atmosfera. El incinerador trabaja a unos 300-350 ºC con un catalizador de alúmina promovida.

Por norma general se admite que un proceso Claus recupera entre un 94 y un 97% del azufre.

10.3.1.1.- Catalizadores Claus.

El proceso original utilizaba bauxita como catalizador, el carbón activo era otra posible elección. En la actualidad se utilizan catalizadores de alúmina activada (con purezas superiores al 95%) y más recientemente se han introducido catalizadores activos de TiO_2. Las propiedades físicas son muy importantes, en especial, la resistencia mecánica para evitar la formación de finos y perdida de material activo. También deben tener una alta superficie y una adecuada distribución de poros que facilite la difusión del azufre líquido hacía el exterior de la partícula.

En el transcurso de la operación se degradan las propiedades físicas del catalizador debido a:

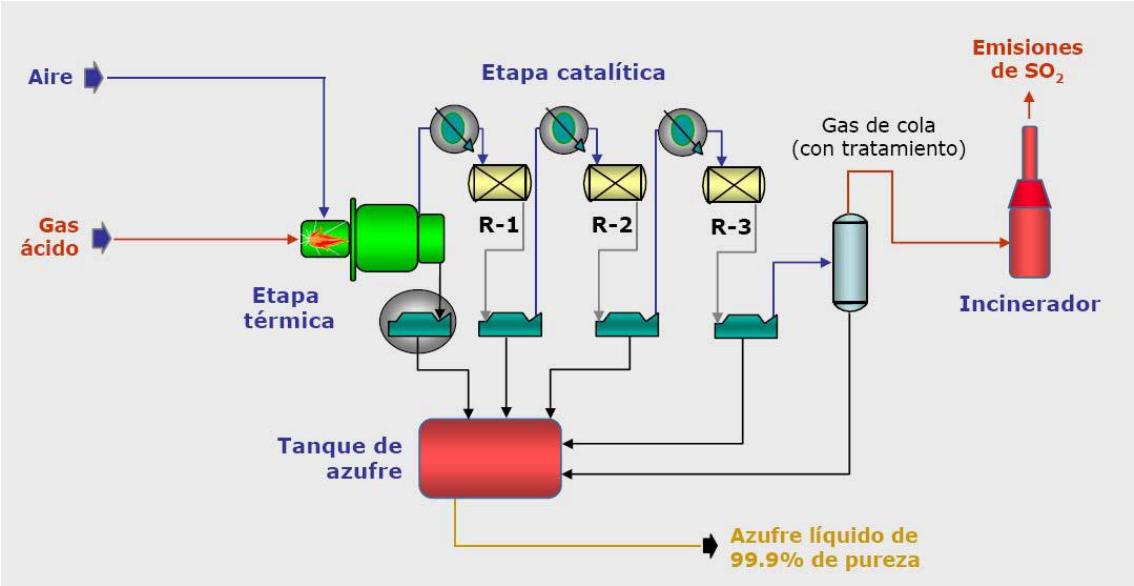
- La acumulación de azufre en los poros.
- La sinterización del material.
- La sulfatación del catalizador.

Es posible regenerar el catalizador gastado. La forma más usual es calentarlo con un gas inerte como el N_2 a temperaturas del orden de 300-400 ºC. La porción de catalizador perdida por sinterización es irrecuperable.

10.3.2.- Proceso Superclaus.

El esquema básico de funcionamientos del proceso Superclaus se representa en la siguiente figura "*Figura 5*":

Figura 5, Esquema simplificado estándar del proceso Superclaus



Este procedimiento permite alcanzar rendimientos de hasta el 99% con modificaciones mínimas de la unidad de Claus. El proceso Superclaus utiliza un tercer reactor catalítico con un catalizador especial de oxidación selectiva que cataliza una reacción irreversible.

$$H_2S + \frac{1}{2}O_2 \quad \rightarrow \quad H_2O + \frac{1}{x}S_n$$

En paralelo a esta reacción también transcurren las siguientes:

$$H_2S + \frac{3}{2}O_2 \quad \rightarrow \quad SO_2 + H_2O$$

$$\frac{1}{n}S_n + O_2 \quad \rightarrow \quad SO_2$$

$$2H_2S + SO_2 \quad \leftrightarrow \quad \frac{3}{n}S_n$$

Puesto que la reacción principal es exotérmica, la temperatura juega un papel muy importante en el control de la reacción. Temperaturas al tas favorecen la formación de SH_2, pero disminuyen la selectividad de la reacción, y favorecen la formación de SO_2 en detrimento de la formación de azufre.

10.3.3.- Proceso CBA.

Una forma de superar el rendimiento del proceso Claus es disminuir la temperatura en los reactores catalíticos hasta muy cerca o incluso por debajo de la temperatura de condensación del azufre 119 ºC.

Lo que buscamos es que el azufre producido condense. Como la reacción ocurre en fase gas, el azufre líquido no solo no inhibe la reacción, sino que ayuda a desplazar el equilibrio termodinámico hacía la derecha y obtener una alta conversión a la vez que fomentamos las bajas temperaturas de reacción. El proceso resulta más complejo que el Claus convencional, y opero cíclicamente, mediante válvulas de regulación.

Un proceso CBA es esencialmente un convertidor Claus con una sola etapa catalítica más los dos reactores CBA. Puesto que el reactor opera a baja temperatura el azufre se adsorbe en el catalizador. Por tanto, de los dos reactores CBA uno estará en regeneración/enfriamiento y el otro estará en adsorción.

El gas procedente del convertidor Claus se introduce en el reactor CBA de adsorción. Esto acaba saturando el catalizador, por lo que será necesario regenerarlo calentándolo con un gas inerte. Este proceso se automatiza de forma que las válvulas se abren y se cierran automáticamente según una secuencia programada. El efluente de la planta se envía a incineración.

Uno de los problemas que presenta este tipo de funcionamiento es el severo desgaste al que se ven sometidas las válvulas, debido a su continua utilización, los cambios abruptos de temperatura y los efectos del vapor de azufre sobre ellas.

10.3.4.- Proceso Claus más tratamiento del gas de cola.

Estos procesos pueden mejorarse aún más si tratamos el gas de cola para aprovechar el azufre que este contiene. Los métodos existentes pueden agruparse en dos variedades:

a) Reacciones de conversión originando azufre elemental.

b) Reacciones de conversión de los compuestos sulfurados en SH_2, que posteriormente se puede tratar en un conversor Claus.

De este modo tenemos los siguientes procesos:

10.3.4.1.- Proceso Sulfreen.

Basado en la conversión catalítica del SH_2 y el SO_2 en azufre elemental gas, y haciéndolos reaccionar en dos reactores de lecho fijo que operan en paralelo, a baja temperatura, con absorción de azufre en el catalizador y con posterior regeneración con gas caliente. El azufre desorbido del catalizador se recupera en un condensador.

10.3.4.2.- Proceso Clauspol.

Convierte SH_2 y SO_2 en azufre elemental, pero esta vez, en fase líquida mediante contacto con un disolvente orgánico en el que se encuentra disuelto el catalizador. Como la solubilidad del azufre en el disolvente es limitada, se separa como azufre líquido y se lleva hacía un colector. El disolvente se recircula a columna con una pequeña bomba.

10.3.4.3. Proceso SCOT.

Basado en la conversión de compuestos de azufre en SH_2. Es uno de los más utilizados para el tratamiento del gas de cola. Se obtienen rendimientos de hasta el 99.8%. Se trata de un proceso de absorción con aminas.

Algunos procesos similares basados en la absorción con aminas son el Beavon y el LTGT.

El gas de cola de la unidad Claus ha de calentarse hasta unos 250-300 ºC. A continuación el gas pasa al reactor catalítico donde se completa la conversión a SH_2. El catalizador es de tipo CoMo sobre alúmina y se trabaja a unos 300 ºC.

Antes de entrar en el absorbedor de aminas el gas debe enfriarse en un intercambiador, generándose vapor de media, y se enfría finalmente en el reactor de enfriado (quench) hasta los 40 ºC.

Una de las aminas más empleada es la metil-dietanolamina (MDEA) ya que absorbe selectivamente el SH_2.

Puesto que el proceso está controlado por la cinética de absorción, se hace necesario ajustar muy bien el tiempo de contacto con la amina.

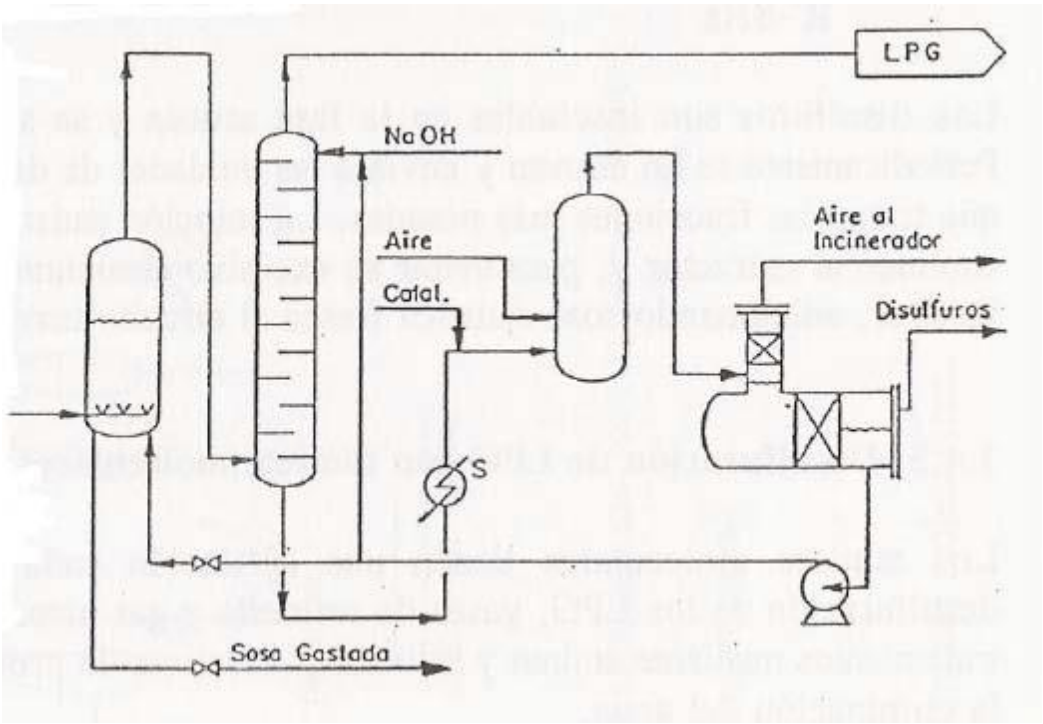
Por último la amina cargada de SH_2 se regenera en una columna con vapor en contracorriente. La corriente gaseosa se recircula a la unidad Claus, la corriente líquida se retorna a la columna de absorción con aminas.

10.4.- Descripción de la unidad MEROX

Se sitúa a continuación de la Unidad de aminas y recibe los hidrocarburos (sin H_2S) con los componentes azufrados no extraídos, para su desulfuración.

El esquema de funcionamiento básico de este proceso se muestra a en la siguiente figura "*Figura 6*":

Figura 6, Esquema simplificado estándar del proceso MEROX



Los hidrocarburos que provienen de la unidad de aminas, a pesar de todo llevan algo de H_2S residual.

Por ello, el primer tratamiento que reciben en la unidad MEROX es una neutralización con Na(OH), para lo que se hacen borbotear en un prelavador a través de una disolución de sosa diluida, que elimina todo rastro de H_2S.

Una vez lavados, los hidrocarburos se llevan a una columna de extracción, de platos perforados en cascada (a 20ºC y 18-20 bares) donde, a contracorriente, se cruzan con una disolución concentrada de Na(OH).

La fase acuosa fuertemente alcalina disuelve todos los mercaptanos (R-SH), transformándolos en mercaptidas (R-SNa), insolubles en la fase orgánica.

$$(R-SH)_{org} \quad \leftrightarrow \quad (R-SH)_{ac} \quad \leftrightarrow \quad RS^- + H^+$$

$$RS^- + Na^+ \quad \leftrightarrow \quad (R - SNa)_{aq}$$

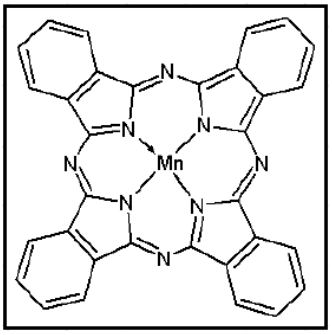
Los hidrocarburos salen desulfurados por cabezas y sólo necesitan un proceso de decantación (para separar el agua con sosa que pudieran haber arrastrado) antes de ser enviados a la los dispositivos de fraccionamiento.

La regeneración de la sosa y la recuperación de los compuestos sulfurados se llevan a cabo en una torre de oxidación en presencia del catalizador Merox (MERcaptan OXidation), a 50-60ºC y 4-5 bares, que transforma las mercaptidas en disulfuros:

$$R - SNa + R' - SNa + \frac{1}{2}O_2 + H_2O \quad \rightarrow \quad 2Na(OH) + R - S - S - R'$$

En cuanto a los catalizadores MEROX, normalmente se utilizan ftalocianinas complejas solubles, que presentan estructuras similares a la mostrada en la "*Figura 7*".

Figura 7, Estructura genérica de un catalizador MEROX



Es necesario destacar que los disulfuros son insolubles en la fase acuosa y flotan en ella, separándose por desnatado.

La disolución caústica regenerada se recircula al extractor y los disulfuros se envían a las unidades de hidrodesulfuración.

11.- DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN

En esta apartado se describen detalladamente las características y funcionamiento de la unidad principal de la planta de aminas para tratamiento de la corriente de hidrocarburos gaseosa procedente del reactor catalítico de lecho fluidizado (FCC), la columna de absorción. Además también se expondrán los resultados para el diseño y dimensionamiento de esta unidad que se han obtenido en la memoria de cálculo.

11.1.- Funcionamiento de la columna de absorción

Se trata del dispositivo de mayor importancia de la planta de aminas, ya que es este el dispositivo encargado de la eliminación del ácido sulfhídrico presente en la corriente gaseosa a tratar.

Este, es un dispositivo de absorción, en concreto de una torre de absorción de relleno dispuesto de forma aleatoria, que a su vez se dispone en dos lechos idénticos de unos cinco metros de altura cada uno.

Se trata de un recipiente cilíndrico sometido a presión interna y que se encuentra dispuesto verticalmente. La presión máxima en el interior de este recipiente es de 1.000 psi y la temperatura máxima es de 135,94 ºC

La corriente de alimentación de esta unidad es la corriente de gas ácido libre de azufre y prácticamente limpia de los hidrocarburos líquidos, que proviene de la cabeza del separador gas-líquido a alta presión S-1. Además, esta unidad también debe ser alimentada con disolvente, en este cado una disolución de dietanolamina (DEA) que ha sido regenerada en la columna de destilación con rectificación a vacío.

En cuanto a las corrientes de salida, se tendrán dos, una salida gaseosa por cabeza, constituida por los gases endulzados libres de ácido sulfhídrico (H_2S), y una corriente líquida por colas, formada por la disolución de amina (DEA) que habrá absorbido el ácido sulfhídrico (H_2S), denominada amina rica y que posteriormente será transportada hasta la columna de destilación con rectificación a vacío tras ser acondicionada, donde esta disolución de aminas será regenerada.

Respecto al funcionamiento de esta unidad hay poco que añadir. El gas ácido se introduce por la parte inferior de la columna y asciende a través del relleno por diferencia de presión, mientras que la solución de amina pobre se alimenta a la columna por la parte superior a través

de unos difusores que permiten una distribución homogénea del líquido sobre el lecho. El líquido descenderá por gravedad.

A la vez que el líquido desciende y el gas asciende, estas fases se ponen en contacto, produciéndose una trasferencia de materia de ácido sulfhídrico desde la fase gaseosa a la fase líquida, donde al encontrarse este con la amina disuelta reacciona, dando lugar a sales que posteriormente podrán ser regeneradas gracias al carácter reversible de la reacción química. De esta forma, el ácido sulfhídrico queda retenido en la disolución acuosa, liberando a la corriente gaseosa de esta carga contaminante.

Las reacciones que tienen lugar son las siguientes:

- El sulfuro de hidrógeno es un ácido débil y se ioniza parcialmente en agua para formar iones de hidrógeno y de hidrogenosulfuro:

$$H_2S + H_2O \quad \leftrightarrow \quad H_3O^+ + HS^-$$

- Las alcanolaminas como la DEA son bases débiles y se ionizan en agua para formar iones de aminas e hidroxilo:

$$(HOCH_2CH_2)_2NH + H_2O \quad \leftrightarrow \quad (HOCH_2CH_2)_2NH_2^- + OH^-$$

- Cuando el H_2S se disuelve en la solución que contiene los iones de amina, reaccionará para formar una sal de base débil:

$$(HOCH_2CH_2)_2NH_2^- + HS^- \quad \leftrightarrow \quad (HOCH_2CH_2)_2NH_2SH$$

  Esta reacción de formación de sales no termina de completarse, por lo que una parte de los iones de hidrogenosulfuro seguirán presentes en el medio acuoso, impidiendo la reacción de dilución del ácido sulfhídrico, por lo que el gas de salida siempre presentará cierta cantidad de H_2S.

- La reacción global puede escribirse por tanto de la siguiente forma:

$$(HOCH_2CH_2)_2NH + H_2S \quad \leftrightarrow \quad (HOCH_2CH_2)_2NH_2SH$$

Es necesario recalcar la importancia del carácter reversible de esta reacción de formación de sales, ya que es esto lo que hace posible la regeneración de la amina.

Para favorecer el contacto entre ambas fases es necesario propiciar una superficie de interfase suficiente para que se produzca la trasferencia de materia deseada. Esto se consigue empleando lechos de relleno, en este caso un tipo de anillos diseñados para conseguir maximizar el contacto entre las fases líquida y gaseosa en este tipo de columnas de absorción en

las que se endulzan gases de refinería. Este relleno es proporcionado por JINTAI Group SA y recibe la nomenclatura de "Metal Cascade Mini Ring". Este relleno es el que se muestra en la siguiente imagen "*Figura 8*".

Figura 8, Imagen de "JINTAI Metal Cascade Mini Ring"



Además, como método de sujeción, la columna de absorción se encuentra anclada al suelo por un faldón y silletas con pernos.

Los mayores problemas que presentan este tipo de unidades son los siguientes:

11.1.1.- Corrosión

La mayoría de los problemas de corrosión suelen ser producidos, tanto por un deficiente diseño de la unidad como una mala operación en la misma. No obstante la experiencia en equipos similares demuestra que estos problemas surgen de forma inherente durante la vida de la unidad.

Los factores que contribuyen a la corrosión se citan de modo resumido a continuación:

- Concentración de amina. Por lo general, cuanto más concentrada en amina esté la solución, mayores serán las características corrosivas de la misma. Con esto se obtiene, que por lo general la DEA está limitada a un 35% en peso.

- Carga de gas ácido. Una consideración importante en este tipo de unidades es el ratio máximo en el gas de alimentación a la unidad de CO_2/SH_2.

- Sales Estables al Calor. Las sales estables se forman por la reacción de la amina con ácidos fuertes, más que el ácido sulfhídrico. Estas no pueden disociarse en el regenerador, son estables al calor y potencian la corrosividad de la solución de amina, por lo general el nivel de sales estables está limitado a 1-2% en peso sobre la solución de amina.

- Elevadas temperaturas. Provoca una disminución del pH de la amina, haciendo a esta más corrosiva.

- Altas velocidades. La velocidad de circulación de la solución de amina tratada debe ser limitada, de tal forma que se eviten efectos de erosión por las propias partículas que lleva en suspensión.

11.1.2.- Formación de espumas

La formación de espuma es uno de los problemas más frecuentes que aparece en las torres de absorción de aminas.

La mejor manera de detectar si se están formando espumas es instalando un medidor de presión en la columna de absorción. Así un aumento en él, es el primer indicio de que comienza a producirse espuma.

La espuma se puede originar fundamentalmente por algún tipo de contaminante o por problemas mecánicos.

- Espuma química:

Los factores que favorecen la formación de espumas en la solución de amina son una baja tensión superficial o un incremento en la viscosidad de la misma.

Las espumas se forman fundamentalmente por la contaminación de la amina debido a:

- Ácidos orgánicos procedentes de la fase gas, que reacciona con la amina formando jabones.

- Hidrocarburos líquidos.

- Inhibidores, aceites de lubricación de compresores, bombas, válvulas, etc.

- Productos de la degradación y descomposición de la amina.

- Sales estables al calor (HSS).

- Sólidos en suspensión y material particulado.

El sulfhídrico no reacciona únicamente con la amina, sino que puede haber reaccionado con el material de las tuberías de las unidades formando sulfuro de hierro. Este sulfuro de hierro, puede llegar hasta el sistema de aminas y tras un periodo de tiempo depositado crear una capa fina de protección que previene a la futura corrosión. Sin embargo, un aumento en la

velocidad de circulación de la amina, puede arrastrar estas partículas de sulfuro de hierro, dejando al descubierto nuevamente el metal. Este material finamente particulado estabiliza las espumas de tal forma que evita el ascenso de las burbujas de vapor.

La contaminación de amina por HSS favorece la formación de espumas. Estas se forman cuando en la corriente de gas existen trazas de compuestos ácidos, que actúan como ácidos fuertes, que reaccionan con la amina, base fuerte, dando lugar a sales solubles de amina. Estas HSS no pueden ser regeneradas, disminuyendo la capacidad de tratamiento del gas de entrada.

En la siguiente tabla se recoge de modo resumido los compuestos con el que la amina puede formar sales:

Tabla 4

Ácidos carboxílicos (fórmicos, oxálico y acético)	Procedentes de las unidades de FCC. No presenta problema en el absorbedor diseñado.
Tiosulfatos	Procedentes de la ruptura del SO_2 en reactores de hidrógeno.
Acetato, formiato, tiocianato, sulfato y tiosulfato.	Los aniones más comúnmente asociados a la formación de sales.

Para el control de las sales estables pueden llevarse a cabo tres acciones distintas:

- Técnicas preventivas.

Son dos las técnicas preventivas que se emplean para la eliminación de compuestos que pueden reaccionar con el disolvente y producir HSS.

La primera es una técnica de lavado de la corriente gaseosa a la entrada de la columna de absorción. El empleo de esta técnica se realiza cuando el coste del agua de lavado compensa frente a la elevada formación de sales.

Otra técnica que se suele emplear es modificar las condiciones de operación del proceso anterior. En este caso trabajar en la torre de destilación a vacío con unas condiciones que minimice la formación de complejos que posteriormente en la columna de absorción pueden formar sales estables.

- Técnicas de neutralización.

Consiste en la adicción de bases fuertes, tales como la sosa cáustica o potasa, carbonatos de sodio o potasio.

Las reacciones que ocurren son las siguientes:

$$NaOH(KOH) + Amina\ H^+HSS^- \rightarrow Amina + H_2O + Na(K)HSS$$

$$Na(K)_2CO_3 + 2H_2O + Amina\ H^+HSS^- \rightarrow 2H_2O + 2CO_2 + 2Na(K)HSS$$

- Técnicas de eliminación.

Las técnicas de eliminación son fundamentalmente las que se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 5

Purgado de la amina existente y reposición de amina fresca Se emplea en circunstancia de urgencia.	No se emplea usualmente por: - Elevado coste de la amina - La amina no puede ser tratada en las plantas de tratamiento de agua residuales
Electrodiálisis: (se emplea cuando se haya empleado la neutralización) - Consiste en membranas que permiten el paso selectivo de aniones y cationes en presencia de un campo eléctrico. - Se obtienen dos corrientes: una corriente de amina recuperada y otra salmuera rica en anión o catión	No es un método muy empleado: - Altas concentración de amina en la salmuera para ser tratada en las plantas de tratamiento de aguas residuales
Destilación a vacío	Gran cantidad de corriente residual rica en amina que debe ser tratada en la planta de aguas residuales.
Intercambio iónico	- No se genera residuo sólido - Corriente de agua residual compatible con la planta de aguas residuales.

- Espuma mecánica

Son originadas por:

- Obstrucción de los orificios de los platos o del relleno.
- Excesiva velocidad del gas.
- Productos de corrosión tales como sulfuro de amina o similares.

Para eliminar este tipo de espuma solo queda abrir la torre y proceder a su limpieza.

11.2. Balance de materia a la columna de absorción

Los balances de materia de la esta unidad se mostrarán en función de los resultados obtenidos con el software de simulación Aspen Plus V8.4.

Así, para la columna de absorción, la composición (expresada en forma de tantos por ciento en peso) y caudales de las distintas corrientes de entrada y salida, se muestran en la siguiente tabla:

	Entrada		Salida	
	Gas ácido	Amina pobre	Gas dulce	Amina Rica
Gasoil (n-C_{12})	0,02	-	-	0,01
Butano (n-C_4)	33,21	-	38,46	0,03
Monoaromáticos (C_8)	0,05	-	-	0,01
H_2	33,51	-	38,90	0,01
H_2S	33,22	1,00	4,26	8,70
DEA	-	28,00	0,01	26,97
H_2O	-	71,00	18,36	64,27
Caudal Másico	2.680,1 kg/h	9.358,6 kg/h	2.200,0 kg/h	9.767,1 kg/h

Eliminando de este modo el 89% del ácido sulfhídrico que contenía la corriente gaseosa de entrada.

11.3.- Resultados del dimensionamiento y diseño.

En cuanto a los resultados de los cálculos necesarios para el diseño y dimensionamiento que se plasmas en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo", se muestran a continuación.

Capacidad de tratamiento	464,6 kmol/h de gas ácido
Diámetro	1,50 m
Altura	14,73 m
Nº de lechos	2
Altura de cada lecho	5,25 m
Presión de diseño	74,85 atm
Temperatura de diseño	155,94 ºC
Espesor	64 mm
Tipo de fondo	Korbbogen
Diámetro del fondo	0,60 m
Peso de la unidad	42.617,5 kg
Carga por viento	93,75 kg_f/m^2
Carga por seísmos	4474,84 kg_f
Análisis vibratorio	No necesario
Espesor del faldón	32 mm

Otros datos a tener en cuenta son la eficiencia de la soldadura que es del 60%, y el material empleado para su construcción que es acero inoxidable SS-316.

11.4.- Consideraciones de diseño

El diseño y cálculo mecánico de los elementos que forman parte de un recipiente consiste, básicamente en la determinación de sus espesores, tomando como datos de partido: la forma del equipo, sus dimensiones, el material utilizado, las condiciones de presión y temperatura, las cargas debidas al viento, peso específico del fluido y la reglamentación, norma o código que debe cumplir el diseño del recipiente.

La columna de absorción debe construirse de acuerdo con algún código internacional de diseño. En este caso será diseñado según el código ASME para recipientes a presión, división 1, Sección VIII.

Concretamente la División 1 se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión. Sus limitaciones en cuanto a recipientes son:

- La presión deberá ser menor a 3000 psi.

Este límite lo cumple la columna de absorción, ya que la presión máxima en el interior es de 1.000 psi.

- Recipientes sujeto a presión interna o externa menor a 1,0055 kg/cm$_2$ (15 psi).

Dado que la presión interna es mayor a 15 psi, esta limitación no supone un problema para la aplicación de este código de diseño.

- Recipiente que no exceda de 15,2 m de diámetro.

Siendo el diámetro de la columna de 1,5 m, tampoco presenta problema esta limitación.

En España los recipientes sometidos a presión deben cumplir el "Reglamento de Aparatos a presión" (RAP), complementado con las "Instrucciones Técnicas Complementarias" (ITC) que le son aplicables.

La unión entre chapas se realiza, normalmente, por medio de la soldadura, y ésta representa una discontinuidad dentro del trazado de chapa que pueda producir una intensificación local de las tensiones a que se encuentra sometido el material. Esta razón, junto con la posibilidad de producirse defectos en la realización de la soldadura y el calentamiento y rápido enfriamiento al que está sometida la zona próxima a la soldadura, dan pie a considerar la zona de soldadura como debilitada. Teniendo en cuenta este hecho, en el cálculo de los recipientes se introducen una reducción en la tensión máxima admisible multiplicando ésta por un coeficiente denominado eficiencia de la soldadura, cuyo valor varía según las normas o

códigos, y de acuerdo a la soldadura y los controles efectuados sobre ella. En el caso que se trata, su valor es de 60% teniendo en cuenta el código UW 12.

11.5.- Aspectos hidráulicos de diseño

En cuanto al diseño hidráulico de la columna de absorción, este abarca la selección del relleno adecuado para la correcta absorción del ácido sulfhídrico y la determinación de otros parámetros referentes a la columna y su distribución interna.

11.5.1.- Aspectos relacionados con el relleno

La primera consideración hidráulica relevante a tener en cuenta, es la selección del tipo de columna de absorción que se va a emplear.

Las dos opciones más frecuentemente utilizadas en la industria para este tipo de procesos de endulzamiento de gases ácidos, son las columnas de platos, y las columnas de relleno.

La elección del tipo de columna de absorción se llevará a cabo considerando las principales ventajas y desventajas de cada uno de los tipos. A continuación se muestran las principales ventajas y desventajas que presentan ambos tipos de torres:

- La columna de platos puede diseñarse para tratar mayor rango de caudales de líquido y vapor. Sin embargo, la columna de relleno no puede trabajar con caudales muy pequeños de líquido.

- La eficiencia de los platos se puede predecir con mayor certeza que el término equivalente para el relleno.

- Para columnas de pequeño diámetro es más económico emplear relleno.

- Si se emplean compuestos corrosivos resulta más barato emplear torres empacadas.

- Se aprecia menos arrastre de líquido en columnas empacadas que en las de platos. Durante la operación normal, los platos retienen del 8 al 12% del volumen de la torre, y el relleno sólo del 1 al 6%. Esto puede ser importante cuando se necesita que los componentes tóxicos o inflamables estén contenidos en el menor espacio posible por razones de seguridad. También es una ventaja para líquidos de proceso que se puedan polimerizar o degradar térmicamente a elevada temperatura, ya que se requiere un tiempo de residencia pequeño.

- Las columnas de relleno son más apropiadas para el tratamiento de sistemas que pueden formar espumas.

- La caída de presión por etapa teórica es menor en columnas de relleno que en las de platos, asimismo, se debe elegir el relleno para servicios a vacío.

- El relleno debe emplearse para columnas con diámetro de menos de 0,6 metros, ya que en estos casos los platos resultan demasiado caros y complicados de instalar.

Teniendo en cuenta todos estos datos expuestos anteriormente, se ha optado definitivamente por el empleo de una columna de relleno. Los factores como la recomendación de uso de columnas de relleno en condiciones corrosivas, cuando se trabaja con sistemas con facilidad para formar espumas y cuando se requieren pequeñas pérdidas de carga han sido fundamentales en la toma de esta decisión, puesto que estas son las condiciones que presenta la columna de absorción de ácido sulfhídrico que emplea dietanolamina como disolvente.

La siguiente consideración hidráulica a tener en cuenta una vez que se ha optado por el empleo de una columna de relleno, es el tipo de distribución de dicho relleno a emplear. Tradicionalmente se han distinguido tres tipos de distribuciones:

- Relleno al azar: Consiste en piezas discretas de una determinada forma geométrica que se disponen al azar en el interior de la carcasa. Son los más comunes en el mercado.

- Relleno estructurado: Formado por capas de tejido metálico arrugado o láminas acanaladas. Varias secciones de este relleno se disponen apilados en la columna. Se uso es menos común que el relleno en azar, aunque en los últimos años se ha visto aumentado.

- Rejillas: Es un relleno que también está apilado pero en este caso va formando cuadrícula abiertas. Su aplicación se limita a operaciones de transferencia de calor y a servicios de limpieza, en los que se requiere una gran resistencia al ensuciamiento.

En la siguiente tabla se muestran las características que hacen apropiados a cada uno de los tres tipos de relleno en operaciones de absorción. Es importante resaltar el hecho de que el empleo de cualquiera de los tres tipos de relleno disminuye la caída de presión en comparación con los platos.

En base a las ventajas y desventajas que presentan cada uno de los mencionados tipos de relleno expuestas en la "*Tabla 6*", se habría de seleccionar un relleno estructurado, ya que son menos sensibles a la formación de espumas y presentan una menor caída de presión, pero debido a las altas condiciones corrosivas presentes en la torre, el relleno habrá de ser sustituido con frecuencia. Debido a este último factor y a que el aspecto más relevante a nivel industrial y comercial es el económico, se ha optado por un relleno distribuido al azar, puesto que al ser más barato, permite sustituirlo con un menor coste.

Tabla 6

Tipo	*Ventaja*	*Desventaja*
Relleno estructurado	- Baja caída de presión. - Elevada capacidad de vapor. - Elevada eficiencia. - Poco arrastre. - Adecuado para servicios con espuma - Instalación rápida. - Puede fabricarse con materiales resistentes a la corrosión.	- Sensible a la espuma - Elevada relación coste/volumen. - Baja resistencia mecánica. - Pobre ante cargas grandes de líquido. - Elevada mezcla axial en algunos casos. - Inhabilitado para la inspección. - Desmontaje complejo.
Rejilla Relleno al azar	- Baja caída de presión. - Gran resistencia a ensuciarse. - Elevada capacidad para el líquido y vapor. - Caída de presión moderada. - Escaso arrastre. - Puede fabricarse con materiales resistentes a la corrosión. - Relación coste / volumen moderados. - Adecuado para servicios con espuma. - Fácil de instalar y desmontar.	- Eficiencia muy baja. - Muy sensible a las espumas. - Sustitución dificultosa. - Mezclado axial.

El siguiente aspecto hidráulico a considerar es la selección del tipo de relleno.

Dentro del relleno al azar hay una multitud de tipos de relleno, la elección de este, está fundamentada en la forma, tamaño, aplicación para la que se necesita, etc. Los rellenos han ido evolucionando desde su introducción en los procesos para conseguir un mejor resultado en la separación.

En lo referente a la forma geométrica, los primeros rellenos se fabricaron en dos formas muy simples, la de los anillos Raschig y las sillas o monturas de Berl. En la actualidad, estas disposiciones han sido reemplazadas por otros rellenos más eficientes como los anillos Nutter y Pall.

Los ingenieros de procesos seleccionan un tamaño de relleno siempre teniendo en cuenta que este es un indicador de su comportamiento. Cuando se selecciona un tamaño de relleno de pequeñas dimensiones, se obtiene más eficiencia, caída de presión y menor capacidad. Como regla general se suele elegir un relleno que, como máximo, tenga un tamaño 1/10 del diámetro de la columna.

La selección del tipo de relleno se basa de igual modo, en cumplir con los requerimientos del sistema en cuanto a eficiencia, capacidad y caída de presión.

Una vez descrito el procedimiento para la elección del relleno, se procede a exponer las bases sobre las que se asienta la elección del relleno específico para el diseño de la columna de absorción de amina.

El relleno más adecuado para este tipo de torres es el relleno Pall Ring. Están construidos en acero inoxidable y una variante de este tipo de relleno es el seleccionado para esta columna de absorción, el "Metal Cascade Mini Ring". Este relleno es el que se mostró con anterioridad en la "*Figura 8*".

Figura 8, Imagen de "JINTAI Metal Cascade Mini Ring"



Los anillos "Metal Cascade Mini Ring" son rellenos probados y de buen rendimiento. Se dispone de estos en una amplia variedad de aceros, entre los que se ha elegido el acero inoxidable debido a las condiciones corrosivas presentes en el interior de la columna de absorción.

Además, están disponibles en el mercado en un amplio abanico de medidas.

Sus principales características son:

- Características generales.
  - Excelente resistencia mecánica.

  - Mejora de la eficiencia debido a la difusión lateral de líquido y de superficie de película de renovación.
  - Máximo contacto con el mínimo de anidación.
  - Alta resistencia al peso, permite hasta una altura de 15 metros.
  - Rendimiento uniforme.

- Capacidad frente a la caída de presión.
  - Carga y rendimientos elevados/ baja caída de presión.
  - Buena distribución líquido-gas y alta eficiencia de transferencia de materia.

- Versatilidad.
  - Mojado fácil.
  - Alta resistencia al ensuciamiento.
  - Temperaturas elevadas.

- Resistencia mecánica.
  - Aplicaciones a elevadas temperaturas.
  - Baja probabilidad de rotura.

- Aplicaciones.
  - Empleado en proceso de separación y absorción a vacío, casos en los que una baja caída de presión es crítica.
  - Para la absorción de H_2S, NH_3, CO_2.

En la siguiente tabla proporcionada por el fabricante y distribuidor, se exponen los parámetros técnicos del "Metal Cascade Mini Ring", "*Tabla 7*".

Tabla 7

Specification D*H*δ		Specific surface area m^2/m^3	Void ε m3/m3	Num n m^{-3}	Bulk density γρ kg/m3	Factor m-1
0P	Φ17xΦ17xH6 x 0.3	427	0.94	530000	472	55
1P	Φ25xΦ22xH8 x 0.3	230	0.96	150000	270	40
1.5P	Φ34xΦ29xH11 x 0.3	198	0.97	60910	201	29
2P	Φ43xΦ38xH14 x 0.4	164	0.97	33170	230	22
2.5P	Φ51xΦ44xH17 x 0.4	127	0.97	17900	186	17
3P	Φ66xΦ57xH21 x 0.4	105	0.98	8800	139	14
4P	Φ86xΦ76xH29 x 0.4	90	0.98	4200	143	10
5P	Φ131xΦ118xH41 x 0.6	65	0.98	1480	136	7

11.5.2.- Aspectos relativos a los dispositivos internos.

En el ámbito de los aspectos hidráulicos, uno de vital importancia es el relacionado con los dispositivos internos que puedan estar presentes en la columna de absorción, ya que en función de ellos se distribuirán el líquido y el gas que circulan por su interior. Por ello, será de vital importancia realizar una selección correcta del tipo de internos, de los soportes del relleno, los distribuidores de líquido y los redistribuidores.

A continuación se explica a modo genérico cada uno de ellos.

11.5.2.1.- Distribuidor de líquido

Es el interno más importante de la columna. Es necesario que facilite un riego homogéneo repartido sobre el lecho de relleno de forma que sea dosificado igualmente por unidad de área en

toda la superficie del lecho. Su diseño depende del diámetro, los caudales, las condiciones operativas y de la aplicación. Está localizado dentro de la torre a 0,6 metros de la parte superior del primer lecho, dejando suficiente espacio libre al gas para su separación.

El distribuidor debe tener los siguientes atributos:

- Una distribución uniforme del líquido.
- Resistencia al ensuciamiento, a las obstrucciones, a las espumas y a la retención de líquido.
- El máximo espacio libre para el flujo de gas.
- Adaptabilidad a fabricarse en diferentes materiales.

Los dos factores principales en la selección de un distribuidor de líquido son el caudal de líquido y las propiedades del mismo, como la tendencia a formar espumas, el ensuciamiento, la densidad, viscosidad y tensión superficial.

Es necesario conocer la densidad de irrigación que se requiere para optimizar la distribución de la película líquida en la superficie de relleno. Para la mayoría de rellenos, el número mínimo de orificios para el goteo es de 6 a 10 por ft^2. A presiones bajas, este número debe aumentarse para obligar a cumplir el tamaño de orificios mínimo necesario. Ya que la columna de absorción opera a altas presiones y tiene un diámetro de 13,12 ft, se requiere al menos un número de 7 orificios por ft^2.

Existen dos tipos de distribuidores de líquido principalmente, los distribuidores por presión y los distribuidores por gravedad. Los distribuidores por presión suministran una mayor área superficial para el flujo gaseoso y suelen ser menos caros, más delgados, menos robustos y requieren tuberías de menor diámetro que los de gravedad. Sus principales desventajas son los elevados costes de operación, ser susceptibles de ensuciarse y de sufrir corrosión y una peor distribución del líquido.

Los tipos más comunes de distribuidores por presión son los de tubo perforado y los de spray, mientras que los que funcionan por gravedad son los de vertedero y los de orificio.

Para la torre de absorción, el distribuidor de líquido será de tipo vertedero, por gravedad, que contiene artesas paralelas con muescas en forma de V a los lados para facilitar el flujo de líquido, mientras que el vapor circula por los espacios entre las artesas.

Se elige este tipo de distribuidor por los motivos que a continuación se exponen a continuación:

- Consume menos espacio vertical que otros distribuidores.
- Fácil de sustentar.
- Resistencia a la corrosión.
- Resistencia a la inundación.
- Elevada relación entre el caudal mayor y el menor.
- Adecuado para la aplicación que se trata.

Los distribuidores de líquido de la columna son del modelo 806 de Norton o similar, y está fabricado en acero inoxidable 304L.

11.5.2.2.- Distribuidor de gas

El distribuidor de gas se encuentra ubicado en el conducto de entrada de gas, por debajo del segundo lecho de relleno de la columna de absorción.

La entrada de vapor está posicionada a 0,6 metros por debajo del relleno.

Los distribuidores de gas se clasifican en función del diámetro de la torre, pues se recomienda unos tipos determinados según si el diámetro es mayor o menor de 2,5 metros. La torre de absorción es de pequeño diámetro (D = 1,5 m > 2,5 m), por lo que se emplea la entrada de gas directa para la columna de absorción.

11.5.2.3.- Soporte del lecho

El soporte del lecho retiene en su lugar el relleno, evitando su migración hacia zonas superiores e inferiores de la torre y evitando posibles obstrucciones.

Las principales funciones de los soportes del lecho son las que a continuación se exponen:

- Soportar físicamente el lecho de relleno.

El soporte debe retener el relleno que se encuentra encima bajo condiciones de inundación en la columna. Debe tener suficiente tolerancia como para absorber las fluctuaciones de presión, el deterioro por la corrosión y algunas otras cargas adicionales.

- Tener suficiente área libre incorporada.

Esto es para permitir el flujo de gas y líquido sin restricciones y para provenir la acumulación de líquido en el lecho ante el aumento de la velocidad del gas. Debe contar al menos con un área libre cercana al 70% del área interna de la columna, con el objeto de evitar una posible inundación.

- Evitar la caída de piezas de relleno.

Las aberturas del soporte deben ser más pequeñas que el tamaño del relleno y deben estar uniformemente repartidas. Para mejorar su funcionamiento el relleno que se encuentra justo por encima del soporte se apila formando una base ordenada.

Otras características del soporte del lecho a tener en cuenta en determinados casos son:

- Elevada permeabilidad para el líquido y el gas.
- Gran estabilidad que se consigue con un peso propio bajo.
- Estar disponible en el mercado en varios tipos de materiales dependiendo de la corrosividad del medio.
- Fácil instalación en la columna.

Por debajo de los platos soporte se encuentran los anillos soporte que están soldados al mismo. Están fijados a dichos anillos mediante dispositivos especiales de afianzamiento para prevenir que el soporte se eleve ante fluctuaciones de presión en la columna.

Se elige el tipo de plato soporte en función del tipo de relleno, de las propiedades del servicio y de la máxima carga de diseño soportada. Por ello, se elige el tipo de soporte denominado soporte de inyección de gas como el adecuado para la columna de absorción, al contar esta con una baja caída de presión, una gran área libre y un relleno estructurado. Este tipo de soporte está diseñado para proporcionar caminos separados para el líquido y el gas, de manera que ambas fases no compitan por las mismas aberturas y que minimice la pérdida de presión a través del plato. El gas fluye por las oberturas superiores previniendo la acumulación de líquido mientras que el líquido fluye por otros orificios inferiores. Se instalan en la columna dos platos de soporte multivigas del modelo 804 de Norton o similar, fabricado en acero inoxidable 304L.

11.5.2.4.- Limitadores de lecho

El limitador de lecho retiene la parte superior del relleno, evitando su migración hacia zonas más altas de la torre y evitando la desnivelación del distribuidor, además mantienen la horizontalidad y nivel de la parte de superior del lecho de relleno.

Es importante el mantenimiento del nivel superior del lecho, especialmente si, en un momento dado, se puede tener una carga de gas suficiente como para fluidizar o arrastrar parte de este lecho. La subida del relleno por encima del distribuidor afecta tanto a la distribución del líquido como a la del gas.

El limitador de lecho consiste en una rejilla de barras planas soldadas a un anillo. El espaciado entre dichas barras determina el porcentaje de área libre, que es del 70% del área interior para evitar problemas de "cuello de botella" en la columna, y debe ser menor de 2''. Se instalan en la columna de absorción cuatro limitadores de lecho del modelo 823 de Norton o similar, de acero inoxidable 304L. Estos limitadores de lecho se sujetan a la columna mediante anillos de soporte.

11.6.-Aspectos mecánicos de diseño

En esta apartado se abordarán las descripciones de los aspectos relacionados con el diseño mecánico de la columna de absorción y de su estructura de sujeción, al igual que algún aspecto fundamental sobre su construcción.

11.6.1.- Soportes

La columna está anclada a la cimentación, por medio de pernos de anclaje y de anillo de base. Los pernos de anclaje se instalan en múltiplos de cuatro, al ser la torre alta, se instalan el mínimo recomendado que son ocho.

Los pernos estarán situados a una distancia aproximada de 18 pulgadas, puesto que si se colocan más próximos, su capacidad de anclaje se ve reducida.

11.6.2.- Envolvente y fondos

Los recipientes sometidos a presión pueden estar construidos por diferentes tipos de tapas o cabezas. Cada una de estas es más recomendable a ciertas condiciones de operación y coste monetario. Todos los fondos ASME se construyen a partir de chapa, a la que mediante estampación se le da la forma deseada, salvo en el caso de fondos cónicos y planos.

Para la columna de absorción se utilizan fondos de tipo toriesférico Korbbogen Boden, ya que son las de mayor aceptación en la industria, debido a su bajo coste y a que soportan grandes presiones manométricas, su característica principal es la relación que establecen los parámetros geométricos del diámetro principal y el radio del abombado o codillo. Se construyen mediante una figura de revolución cuyo perfil, sección del fondo con plano que pasa por el eje del cilindro, interno se obtiene mediante dos radios de curvatura con centros diversos.

Su construcción es por estampación. Los Korbbogen tienen el mismo campo de utilización que los elípticos. Se pueden fabricar en diámetros desde 0,3 a 6 metros.

11.6.3.- Construcción

Los recipientes a presión se calculan con unos espesores de pared capaces de soportar sin deformación los esfuerzos a los que se verán sometidos. Es decir, que los esfuerzos a los que trabaja el material sea inferior a la máxima tensión admisible del mismo. Esta tensión máxima admisible depende de las características del material y del coeficiente de seguridad que se adopte, variando con la temperatura de trabajo.

Una vez que se han estudiado los diferentes esfuerzos que se producen en un recipiente por las diferentes causas, presión interna, presión externa, presión de prueba hidráulica, efectos del viento y sismo, separadamente, se debe considerar que estas causas pueden producirse simultáneamente y, por tanto, sumarse los esfuerzos producidos en el material.

Si en la comprobación de los espesores en estas secciones se encuentra que es preciso aumentar los espesores iniciales, se hace necesario comprobar más secciones, de forma que el recipiente sea diseñado con unos espesores diferentes a los largo de su altura, recipiente con espesores escalonados. La comprobación se realiza con el cálculo de esfuerzos a tracción y a compresión, debiendo resultar que en ambos casos el esfuerzo sea menor que la máxima tensión admisible.

En la memoria de cálculo se obtiene que los esfuerzos combinados a tracción y compresión, tanto en la línea de tangencia como en la base, son menores a los valores establecidos como máximos admisibles.

11.6.4.- Conexiones

Es relevante señalar llegado este punto, que todas las conexiones que se realizarán con la columna de absorción se llevarán a cabo mediante bridas de 150# de tipo welding neck.

12.- DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

En esta apartado se describen detalladamente las características y funcionamiento de la segunda unidad principal de la planta de aminas para tratamiento de la corriente de hidrocarburos gaseosa procedente del reactor catalítico de lecho fluidizado (FCC), la columna de destilación con rectificación a vacío o columna regeneradora de aminas. Además también se expondrán los resultados para el diseño y dimensionamiento de esta unidad que se han obtenido en la memoria de cálculo.

Es necesario señalar que dentro de este aparatado también se incluirá la información referente al botellón de reflujo necesario para el correcto funcionamiento de este equipo.

12.1.- Funcionamiento de la columna de destilación

Se trata de la segunda unidad de mayor relevancia de las que constituyen la planta de aminas, tras la columna de absorción, ya que este equipo es el encargado de regenerar la corriente de aminas procedentes de la columna de absorción para que estas puedan volver a ser utilizadas en dicha columna.

Este es un dispositivo de separación, concreto se trata de una columna de destilación con rectificación que opera a vacío. En su interior consta de 12 platos de tipo perforados que optimizan el contacto entre la fase vapor y la fase líquida.

Esta unidad se considera como un recipiente cilíndrico a sometido a presión interna que se dispone verticalmente, siendo la presión máxima en su interior de 15 psi y la temperatura máxima de 102,95ºC.

La corriente que compone la alimentación de esta unidad es la amina rica (disolución acuosa de DEA con un alto contenido de H_2S) que proviene de la columna de destilación. Tras pasar por el separador gas-líquido de baja presión, en el que se eliminan los posibles hidrocarburos que hayan podido quedar disueltos en la solución de DEA y se reduce considerablemente la presión, esta corriente de amina rica es calentada en el intercambiador de calor amina-amina, e introducida en la columna de destilación a vacío. Esta disminución de la presión y este aumento de la temperatura producen una reversión en la reacción de formación de sales que había tenido lugar en la columna de destilación entre el H_2S y la DEA.

En cuanto a las corrientes de salida de esta unidad, se tienen la corriente de vapor que sale por cabeza, que será muy rica en H_2S, y la corriente de líquido que sale por colas, que constituye la amina pobre, es decir una disolución acuosa de DEA prácticamente libre de H_2S.

La corriente de vapor que sale por cabeza es condensada, el intercambiador de calor IC-3 retira el calor necesario para ello, o al menos la parte de ella que se pueda condensar, para posteriormente ser almacenada en el botellón de reflujo, desde donde parte de ese condensado es devuelto a la columna de destilación como reflujo, mientras que la parte incondensable formada mayoritariamente por H_2S es conducida hacia la planta de recuperación de azufre.

También es importante señalar, que parte de la amina pobre que sale como producto de colar, es calentada y evaporada parcialmente en el intercambiador de calor IC-4, devolviendo la parte evaporada a la columna de destilación.

En lo que respecta al funcionamiento de este equipo, es bastante simple, el líquido que desciende por la columna de destilación, es rico en el componente menos volátil, en este caso el H_2S, mientras que el vapor que asciende es pobre en este. El funcionamiento de este tipo de dispositivos consiste en maximizar el contacto entre ambas fases, favoreciendo así la transferencia de materia.

Para mejorar este contacto entre fases, la columna consta de 12 platos, que como ya se ha mencionado, serán de tipo perforado (principalmente porque son más económicos que el resto de paltos con dispositivos de distribución del gas). El líquido se va acumulando en estos platos perforados, formando una capa de líquido sobre este. A medida que el líquido se acumula, este pasa al plato inferior por acción de la gravedad en cuanto la altura del mismo supera la altura del derramadero. El vapor que asciende por la columna, penetra a través de los orificios de los platos, formando burbujas que atraviesan la capa de líquido que se encontraba sobre este, produciéndose así la trasferencia de materia deseada.

Los principales problema de funcionamiento que suelen presentar este tipo de equipos son los que siguen:

12.1.1.- Lloriqueo.

El lloriqueo es el fenómeno por el que el líquido acumulado en un plato gotea a través de los orificios de este hacia el plato inmediatamente inferior. Se produce cuando la velocidad de circulación del vapor a través de los orificios de los platos es insuficiente.

Es uno de los problemas de funcionamiento más comunes en este tipo de torres. Es un fenómeno que ha de controlarse meticulosamente, puesto que al caer líquido procedente de un

plato, que se encuentra en un determinado equilibrio, al plato inferior, que posee un equilibrio distinto, este último equilibrio se distorsiona, no llegando a alcanzar el grado de separación deseado. Además si la columna presenta lloriqueo, es posible que se vaya acumulando líquido en los platos inferiores (inundación de la columna), que irán quedando sumergidos poco a poco perdiendo su función. Pero un problema aún mayor conlleva este lloriqueo, ya que a medida que se acumula líquido, aumenta la presión de la columna, pudiendo llegar a explotar si la presión acumulada fuese suficientemente alta.

En el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo" se comprueba que puesto que la velocidad máxima de circulación de vapor para la que se produce lloriqueo es inferior a la velocidad de circulación del vapor en el interior de la columna, la columna no llora.

12.1.2.- Arrastre

El arrastre es el fenómeno por el cual, el vapor que asciende por la columna a través de los orificios de los platos, arrastra pequeñas partículas de líquido hacía el plato superior, rompiendo el equilibrio de este último, pudiendo no llegar a alcanzar el grado de separación deseado.

Junto con el lloriqueo es el problema más común de funcionamiento que presentan este tipo de torres de destilación con rectificación.

En el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo" se comprueba que este arrastre fraccionario es prácticamente despreciable, y no aportará ningún problema al correcto funcionamiento de la columna de absorción.

12.1.3.- Inundación

La inundación de la columna es el problema más grave que esta puede presentar en su funcionamiento, ya que podría desembocar en el colapso de la unidad por acumulación de presión, tal y como se ha explicado al comienzo del apartado "12.1.1.- Lloriqueo".

En el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo" se verifica que la columna de destilación fraccionada al vacío, o torre regeneradora de aminas, no experimenta riesgo de inundación durante su funcionamiento.

12.2.- Balance de materia a la columna de destilación

Los balances de materia de la esta unidad se mostrarán en función de los resultados obtenidos con el software de simulación Aspen Plus V8.4.

Así, para la columna de destilación, la composición (expresada en forma de tantos por ciento en peso) y caudales de las distintas corrientes de entrada y salida, se muestran en la siguiente tabla:

	Entrada	Salida	
	Amina rica	Destilado	Amina pobre
H_2	00,00	0,01	-
H_2S	8,68	99,25	0,09
DEA	27,00	-	29,56
H_2O	64,33	0,74	70,35
Caudal Másico	9.758,7 kg/h	844,5 kg/h	8.914,2 kg/h

12.3.- Resultados del dimensionamiento y diseño

En cuanto a los resultados de los cálculos necesarios para el diseño y dimensionamiento que se plasmas en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo", se muestran a continuación.

Capacidad de tratamiento	398,37 kmol/h de amina rica
Diámetro	4 m
Altura	13,65 m
Nº de platos	12
Relación de reflujo	0,0301 ($R_{INTERNA}$ = L/D)
Presión de diseño	3,06 atm
Temperatura de diseño	122,95 ºC
Espesor	12 mm
Tipo de fondo	Klopper
Diámetro del fondo	2 m
Peso de la unidad	18.307,41 kg
Carga por viento	60 kg_f/m^2
Carga por seísmos	1.922,28 kg_f
Análisis vibratorio	No necesario
Espesor del faldón	8 mm

Además para esta unidad es necesario concretar también los resultados obtenidos para el botellón de reflujo.

Capacidad	0,519 m^3 de vapor condensado
Diámetro	0,838 m
Longitud	1,260 m

Espesor	11 mm
Tipo de fondo	Klopper
Diámetro del fondo	0,419 m

Otros datos a tener en cuenta son la eficiencia de la soldadura que es del 60%, y el material empleado para su construcción que es acero inoxidable SS-316.

12.4.- Consideraciones de diseño

El diseño y cálculo mecánico de los elementos que forman parte de un recipiente consiste, básicamente en la determinación de sus espesores, tomando como datos de partido: la forma del equipo, sus dimensiones, el material utilizado, las condiciones de presión y temperatura, las cargas debidas al viento, peso específico del fluido y la reglamentación, norma o código que debe cumplir el diseño del recipiente.

La columna de absorción debe construirse de acuerdo con algún código internacional de diseño. En este caso será diseñado según el código ASME para recipientes a presión, división 1, Sección VIII.

Concretamente la División 1 se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión. Sus limitaciones en cuanto a recipientes son:

- La presión deberá ser menor a 3000 psi.

Este límite lo cumple la columna de absorción, ya que la presión máxima en el interior es de 15 psi.

- Recipientes sujeto a presión interna o externa menor a 1,0055 kg/cm$_2$ (15 psi).

Dado que la presión interna es de 15 psi, esta limitación no supone un problema para la aplicación de este código de diseño.

- Recipiente que no exceda de 15,2 m de diámetro.

Siendo el diámetro de la columna de 4 m, tampoco presenta problema esta limitación.

En España los recipientes sometidos a presión deben cumplir el “Reglamento de Aparatos a presión” (RAP), complementado con las “Instrucciones Técnicas Complementarias” (ITC) que le son aplicables.

La unión entre chapas se realiza, normalmente, por medio de la soldadura, y ésta representa una discontinuidad dentro del trazado de chapa que pueda producir una

intensificación local de las tensiones a que se encuentra sometido el material. Esta razón, junto con la posibilidad de producirse defectos en la realización de la soldadura y el calentamiento y rápido enfriamiento al que está sometida la zona próxima a la soldadura, dan pie a considerar la zona de soldadura como debilitada. Teniendo en cuenta este hecho, en el cálculo de los recipientes se introducen una reducción en la tensión máxima admisible multiplicando ésta por un coeficiente denominado eficiencia de la soldadura, cuyo valor varía según las normas o códigos, y de acuerdo a la soldadura y los controles efectuados sobre ella. En el caso que se trata, su valor es de 60% teniendo en cuenta el código UW 12.

12.3.- Aspectos hidráulicos de diseño

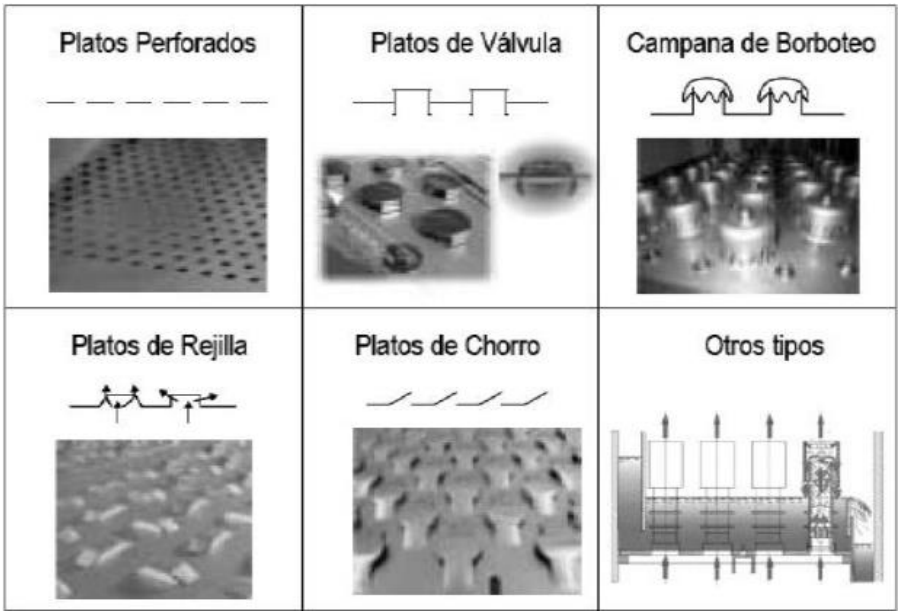
A continuación se justifica la elección de los aspectos generales del diseño hidráulico de columna de destilación, desde el punto de vista cualitativo y cuantitativo.

12.3.1.- Selección del tipo de platos

Una de las primeras decisiones es seleccionar el tipo de plato o bandeja. Los platos más ampliamente utilizados son los platos perforados, los de válvula y los de campana de borboteo.

En la siguiente figura "*Figura 9*" se muestran fotos y esquemas de los distintos tipos de platos.

Figura 9, Fotografías y esquemas de los distintos tipos de platos



- Los perforados se caracterizan por su bajo coste, su versatilidad y su disponibilidad.

- Los platos de válvula, si bien pueden ser de diferente estilo, la principal ventaja de este tipo de plato es que presentan un bajo bloqueo por vapor. Su principal inconveniente es que son entre un 5 y un 10% más caros que los perforados.

- Los platos de campana de borboteo están especialmente indicados para aquellos casos en los que se necesite un bajo bloqueo por vapor superior al anterior. Lógicamente, su coste es mayor.

- Existen otros tipos de platos menos usados destinados a solventar otros tipos de problemas hidrodinámicos de las columnas, como los de ranura, los de chorro, etc.

Puesto que no se nos presentan grandes restricciones a la hora de operar con la columna de destilación, se optará por la alternativa más económica, es decir, por los platos perforados convencionales.

Los platos perforados seleccionados presentan las siguientes dimensiones:

Diámetro del plato	4 m
Diámetro de orificios	12 mm
Espaciamiento entre orificios	60 mm
Espaciamiento entre platos	1 m
Longitud del derramadero	2,2 m
Espesor del plato	1,92 mm
Altura del derramadero	0,1 m

12.4.- Aspectos mecánicos.

En esta apartado se abordarán las descripciones de los aspectos relacionados con el diseño mecánico de la columna de destilación y de su estructura de sujeción, al igual que algún aspecto fundamental sobre su construcción. También se abordarán estos mismos aspectos par el botellón de reflujo.

12.4.1.- Soportes

La columna está anclada a la cimentación, por medio de pernos de anclaje y de anillo de base. Los pernos de anclaje se instalan en múltiplos de cuatro, al ser la torre alta, se instalan el mínimo recomendado que son ocho.

Los pernos estarán situados a una distancia aproximada de 18 pulgadas, puesto que si se colocan más próximos, su capacidad de anclaje se ve reducida.

En cuanto al botellón de reflujo, puesto que se trata de un recipiente horizontal, este se apoya en una base de hormigón.

12.4.2.- Envolvente y fondos

Los recipientes sometidos a presión pueden estar construidos por diferentes tipos de tapas o cabezas. Cada una de estas es más recomendable a ciertas condiciones de operación y coste monetario. Todos los fondos ASME se construyen a partir de chapa, a la que mediante estampación se le da la forma deseada, salvo en el caso de fondos cónicos y planos.

Para la columna de destilación se utilizan fondos de tipo toriesférico Klopper, ya que son las de mayor aceptación en la industria, debido a su bajo coste y a que soportan grandes presiones manométricas, su característica principal es la relación que establecen los parámetros geométricos del diámetro principal y el radio del abombado o codillo. Se construyen mediante una figura de revolución cuyo perfil, sección del fondo con plano que pasa por el eje del cilindro, interno se obtiene mediante dos radios de curvatura con centros diversos.

Los fondos del botellón de reflujo son igualmente toriesféricos de tipo Klopper.

12.4.3.- Construcción

Los recipientes a presión se calculan con unos espesores de pared capaces de soportar sin deformación los esfuerzos a los que se verán sometidos. Es decir, que los esfuerzos a los que trabaja el material sea inferior a la máxima tensión admisible del mismo. Esta tensión máxima admisible depende de las características del material y del coeficiente de seguridad que se adopte, variando con la temperatura de trabajo.

Una vez que se han estudiado los diferentes esfuerzos que se producen en un recipiente por las diferentes causas, presión interna, presión externa, presión de prueba hidráulica, efectos del viento y sismo, separadamente, se debe considerar que estas causas pueden producirse simultáneamente y, por tanto, sumarse los esfuerzos producidos en el material.

Si en la comprobación de los espesores en estas secciones se encuentra que es preciso aumentar los espesores iniciales, se hace necesario comprobar más secciones, de forma que el recipiente sea diseñado con unos espesores diferentes a los largo de su altura, recipiente con espesores escalonados. La comprobación se realiza con el cálculo de esfuerzos a tracción y a

compresión, debiendo resultar que en ambos casos el esfuerzo sea menor que la máxima tensión admisible.

En la memoria de cálculo se obtiene que los esfuerzos combinados a tracción y compresión, tanto en la línea de tangencia como en la base, son menores a los valores establecidos como máximos admisibles.

12.4.4.- Conexiones

Es relevante señalar llegado este punto, que todas las conexiones que se realizarán con la columna de destilación y el botellón de reflujo se llevarán a cabo mediante bridas de 150# de tipo welding neck.

13.- DESCRIPCIÓN DE LOS SEPARADORES GAS-LÍQUIDO

En esta apartado se abordará la descripción de los separadores gas líquido empleados en la planta de aminas para la eliminación de los hidrocarburos más pesados, ya que estos ocasionan grandes problemas de funcionamiento en los distintos equipos de la planta, en especial en las columnas de absorción y destilación

En la planta podemos distinguir dos separadores gas-líquido distintos:

- Separador gas-líquido de alta presión S-1, separa los hidrocarburos más pesados presentes en la corriente de alimentación de la planta que procede de la unidad de reacción FCC, de la corriente gaseosa que se alimentará a la columna de absorción.

- Separador gas-líquido de baja presión S-2, separa los posibles hidrocarburos que se encuentran disueltos en la corriente de amina rica, de modo que una vez libre de ellos, esta corriente pueda ser alimentada a la columna de destilación.

Ambos separadores desempeñan la misma función, la de eliminar los posibles hidrocarburos que dificulten el correcto funcionamiento de la planta.

Además, ambos separadores son del mismo, tipo, en concreto del tipo coalescedor.

Estos separadores gas-líquido reciben el tratamiento de recipientes a presión, en concreto serás recipientes cilíndricos a presión dispuesto verticalmente.

Es necesario señalar que a partir de este apartado, este incluido, no se entrará en tanto detalle como en los dos anteriores, ya que las columnas de absorción y destilación constituyen el corazón de la planta de aminas, mientras que por otro lado, el reto de equipos pendientes de detallar toman un papel auxiliar en el proceso de eliminación de H_2S.

13.1.- Consideraciones de diseño

Para ambos separadores se tendrán en cuenta las mismas consideraciones de diseño.

En primer lugar se ha de seleccionar el tipo de recipiente a emplear.

Los recipientes de proceso en una planta química son de dos tipos:

- Aquellas que no tienen componentes internos, llamado tanques o depósitos, cuya función principal es el almacenamiento inicial, intermedio o final de un fluido del proceso o la separación de dos fases líquido-líquido o líquido-gas.

- Aquellas con componentes internos, son las carcasas de los intercambiadores de calor, reactores, mezcladores, columna de separación y otros.

Se decide finalmente diseñar los separadores gas-líquido con componentes internos, de modo que estos serán de tipo coalescedor. De este modo los equipos dispondrán de dos zonas: una inferior, por la que entra el gas, con dispositivos demister para retención de las gotas mayores, y otra superior que alojará cuatro elementos coalescentes de tipo "seprasol" en material polimérico, para eliminación de gotas líquidas.

Es necesario señalar que a la hora de la realización de los cálculos, estas unidades se han dimensionado obviando el funcionamiento de sus dispositivos internos. Esto se ha realizado de esta manera, puesto que se ha tratado a estos dispositivos de separación a modo de equipos auxiliares de la planta, mostrando en menor detalle sus características.

El siguiente aspecto importante a tener en cuenta es la disposición de los separadores haciendo imprescindible realizar una comparación entre recipientes horizontales y verticales. Esta comparación se lleva a cabo para elegir finalmente el tipo de recipiente idóneo para el proceso. A continuación se expone una tabla con las ventajas y desventajas tanto de los separadores verticales como horizontales. [P. Buthod, 1999].

Equipo	Ventajas	Desventajas
Separador horizontal	– Dirección de caída del líquido perpendicular al flujo en lugar de a contracorriente. – Mayor capacidad de líquido. – Mejor control de la turbulencia. – Mejor uso del volumen de retención – Mayor superficie de líquido. – Más fácil de mantener. – Mejor para líquidos espumosos.	– Necesita mayor área de la planta. – No es bueno si hay gran cantidad de sólidos en el líquido. – Los eliminadores de humedad se pueden taponar y romper.
Separador vertical	– Necesita menos superficie de planta. – Fácil de limpiar. – Bueno para manejo de sólidos.	– Menor capacidad de líquido. – El líquido fluye a contracorriente del vapor. – No es bueno para líquidos espumosos. – Problemas de instalación si es muy alto.

En función de las características requeridas, de datos históricos de diseño de equipos de separación gas-líquido en plantas de aminas y de las ventajas y desventajas expuestas, ambos separadores se dispondrán de forma vertical, alcanzando así el grado de separación entre fases deseado.

En cuanto a la unión entre chapas, esta se realiza, normalmente, por medio de la soldadura, y representa una discontinuidad dentro del trazado de chapa que pueda producir una intensificación local de las tensiones a que se encuentra sometido el material. Esta razón, junto con la posibilidad de producirse defectos en la realización de la soldadura y el calentamiento y rápido enfriamiento al que está sometida la zona próxima a la soldadura, dan pie a considerar la zona de soldadura como debilitada. Teniendo en cuenta este hecho, en el cálculo de los recipientes se introducen una reducción en la tensión máxima admisible multiplicando ésta por un coeficiente denominado eficiencia de la soldadura, cuyo valor varía según las normas o códigos, y de acuerdo a la soldadura y los controles efectuados sobre ella. En el caso que se trata, su valor es de 60% teniendo en cuenta el código UW 12.

Respecto al material empleado para la construcción de sendos separadores, al igual que para las columnas de absorción y destilación, se ha seleccionado el acero inoxidable SS-316 que garantiza la resistencia deseada en las condiciones de servicio de corrosión, temperatura y presión manométrica.

13.2.- Descripción del separador gas-líquido de alta presión S-1

Este es el dispositivo de vital importancia en la planta de aminas, ya que es el encargado de separar los hidrocarburos más pesados que pueda contener la corriente de alimentación, evitando así problemas de funcionamiento en la unidad de absorción con aminas, en especial de formación de espumas.

Se encuentra situado tras el intercambiador de calor IC-1 que acondiciona la corriente de alimentación de la planta procedente del reactor catalítico de lecho fluidizado (FCC), y la columna de absorción, que se encarga de eliminar el ácido sulfhídrico de dicha corriente.

Como ya se ha comentado al comienzo de este apartado, se trata de un recipiente a cilíndrico a presión dispuesto verticalmente, de modo que se le dará el mismo tratamiento que a las columnas de absorción y destilación a la hora de realizar los cálculos mecánicos correspondientes. La presión interna máxima a la que se verá sometido es de 1.000 psi y la temperatura máxima de 32,22ºC.

Además, tal y como se ha descrito con anterioridad, se trata de un dispositivo tipo coalescedor, es decir, su funcionamiento se basa en hacer pasar la mezcla de fases gas-líquido por una serie de dispositivos, ya descritos, que colectan las gotas del líquido y dejan pasar el gas, de modo que la corriente gaseosa saldrá por cabeza, ascendiendo por diferencia de presión, y la corriente líquida saldrá por colas de la unidad, ya que habrá descendido por gravedad.

Así, la corriente de entrada a este dispositivo sería el gas de alimentación de la planta procedente del FCC una vez que ha sido acondicionado a la presión y temperatura requeridas. En cuanto a las corrientes de salida, la gaseosa que saldrá por la cabeza de esta unidad, rica en H_2S y prácticamente libre de hidrocarburos pesados, constituirá la alimentación de la columna de absorción, mientras que la corriente líquida que saldrá por colas, constituida mayoritariamente por hidrocarburos pesados y que contiene todo el azufre presente en la corriente de alimentación de la planta, será enviada a la unidad MEROX.

A modo aclaratorio, este equipo recibe el nombre de separador gas-líquido de alta presión, ya que en comparación con el presente después de la columna de absorción, este presenta una presión diez veces mayor.

13.2.1.- Balance de materia al separador gas-líquido de alta presión S-1

Los balances de materia de la esta unidad se mostrarán en función de los resultados obtenidos con el software de simulación Aspen Plus V8.4.

Así, para el separador gas-líquido de alta presión, la composición (expresada en forma de tantos por ciento en peso) y caudales de las distintas corrientes de entrada y salida, se muestran en la siguiente tabla:

	Entrada	Salida	
	Alimentación	Gas ácido	Hidrocarburos a MEROX
Gasoil (n-C_{12})	57,57	0,02	60,92
Butano (n-C_4)	30,85	33,21	30,68
Monoaromáticos (C_8)	3,47	0,05	3,67
H_2	1,85	33,51	0,10
S	0,07	-	0,07
H_2S	6,19	33,22	4,56
Caudal Másico	48.806,4 kg/h	2.680,1 kg/h	46.177,7 kg/h

13.2.2.- Resultados del dimensionamiento y diseño

En cuanto a los resultados de los cálculos necesarios para el diseño y dimensionamiento que se plasmas en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo", se muestran a continuación.

Capacidad de tratamiento	978,14 kmol/h de gas ácido acondicionado
Diámetro	2,50 m
Altura	14,57 m
Volumen	65,42 m^3
%Volumen de trabajo	48,90
Presión de diseño	74,85 atm
Temperatura de diseño	52,22 ºC
Espesor	102 mm
Tipo de fondo	Korbbogen
Diámetro del fondo	1 m
Peso de la unidad	93.034 kg
Carga por viento	62,46 kg_f/m^2
Carga por seísmos	9768,57 kg_f
Análisis vibratorio	No necesario
Espesor del faldón	15 mm

Respecto a los fondos, es necesario señalar que se ha optado por fondos toriesféricos de tipo Korbbogen, ya que una de las especificaciones acerca del diseño de este tipo de fondos incluye que la presión del sistema rebase los 7 kg/cm^2 (6,7 atm), condición que se cumple en base a los valores de presión presentados en la tabla resumen anterior.

13.3.-Descripción del separador gas-líquido de baja presión S-2

Este dispositivo, al igual que el anterior, es fundamental en la planta de aminas, ya que es el encargado de eliminar los hidrocarburos que hayan podido quedar disueltos en la disolución de amina rica. De no ser por esta unidad, estos hidrocarburos influirían negativamente en la columna de absorción, generando espumas que arrastran fracciones de líquido de un plato a otro, rompiendo los equilibrios establecidos en cada uno de estos platos, no pudiendo ser alcanzado el grado de separación deseado.

Se trata del nexo de unión entre la zona de absorción de la planta de aminas, y la zona de regeneración de aminas, ya que se encuentra situado entre ambas. En concreto, obviando los equipos de impulsión de fluidos, se encuentra tras la columna de absorción, de la que recibe la

corriente de amina rica, y el intercambiador de calor amina-amina, en el que se acondiciona la corriente líquida de salida de este separador para su posterior entrada en la columna de absorción.

Como ya se ha comentado al comienzo de este apartado, se trata de un recipiente a cilíndrico a presión dispuesto verticalmente, de modo que se le dará el mismo tratamiento que a las columnas de absorción y destilación a la hora de realizar los cálculos mecánicos correspondientes. La presión máxima a la que se encuentra sometido de es 100 psi y la temperatura máxima de -12,26ºC.

Además, tal y como se ha descrito con anterioridad, se trata de un dispositivo tipo coalescedor, es decir, su funcionamiento se basa en hacer pasar la mezcla de fases gas-líquido por una serie de dispositivos, ya descritos, que colectan las gotas del líquido y dejan pasar el gas, de modo que la corriente gaseosa saldrá por cabeza, ascendiendo por diferencia de presión, y la corriente líquida saldrá por colas de la unidad, ya que habrá descendido por gravedad.

De este modo, la corriente de alimentación de esta unidad será la disolución de amina rica, formada por agua, DEA, una cantidad importante de H_2S y algunos hidrocarburos que hayan podido quedar disueltos en ella, proveniente de la columna de absorción. Esta amina rica necesita ser regenerada para su posterior reutilización, por lo que es conducida hacía la columna de destilación con rectificación a vacío, pero antes, para verificar el correcto funcionamiento de la misma, es necesario eliminar los hidrocarburos presentes en la misma, por lo que se hace pasar por este separador gas-líquido. Así las corrientes de salida de este equipo serán, una salida gaseosas compuesta por hidrocarburos y algo de hidrógeno, que saldrá por la cabeza de esta unidad, y una corriente líquida de amina rica libre de hidrocarburos que es conducida hacía la columna de destilación para su regeneración y posterior reutilización como disolvente en la columna de absorción.

A modo aclaratorio, este equipo recibe el nombre de separador gas-líquido de baja presión, ya que en comparación con el presente antes de la columna de absorción, este presenta una presión diez veces menor.

13.3.1.- Balance de materia al separador gas-líquido de baja presión S-2

Los balances de materia de la esta unidad se mostrarán en función de los resultados obtenidos con el software de simulación Aspen Plus V8.4.

Así, para el separador gas-líquido de baja presión, la composición (expresada en forma de tantos por ciento en peso) y caudales de las distintas corrientes de entrada y salida, se muestran en la siguiente tabla:

	Entrada	Salida	
	Alimentación	Hidrocarburos	Amina rica a C.D.
Gasoil (n-C12)	0,01	5,72	-
Butano (n-C4)	0,03	35,20	-
Monoaromáticos (C8)	0,01	13,62	-
H_2	0,01	9,99	-
H_2S	8,70	35,45	8,68
DEA	26,97	-	27,00
H_2O	64,27	-	64,33
Caudal Másico	9.767,1 kg/h	8,7 kg/h	9.758,7 kg/h

13.3.2.- Resultados del diseño y dimensionamiento

En cuanto a los resultados de los cálculos necesarios para el diseño y dimensionamiento que se plasmas en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo", se muestran a continuación.

Capacidad de tratamiento	398,96 kmol/h de amina rica
Diámetro	2 m
Altura	6,91 m
Volumen	20,45 m^3
%Volumen de trabajo	32,45
Presión de diseño	8,85 atm
Temperatura de diseño	7,74 ºC
Espesor	15 mm
Tipo de fondo	Klopper
Diámetro del fondo	1 m
Peso de la unidad	4462 kg
Carga por viento	75 kg_f/m^2
Carga por seísmos	468,52 kg_f
Análisis vibratorio	No necesario
Espesor del faldón	6 mm

Respecto a los fondos, es necesario señalar que se ha optado por fondos toriesféricos de tipo Klopper, ya que las especificaciones acerca del diseño de este tipo de fondos incluyen que la presión del sistema no rebase los 7 kg/cm2 (6,7 atm) y que la temperatura del equipo no

supere los 350ºC, condiciones que se cumplen en base a los valores de presión y temperatura presentados al inicio de este apartado.

14.- DESCRIPCIÓN DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

En este apartado se abarca la descripción generalizada de los distintos equipos de intercambio de calor presentes en la planta de aminas.

En el presente proyecto son necesarios cuatro intercambiadores de calor para acondicionamiento de corrientes. Estos se detallan a continuación:

- IC-1: Es el intercambiador de calor que acondiciona la corriente de alimentación de la planta procedente del reactor catalítico de lecho fluidizado FCC.

- IC-2: Intercambiador de calor amina-amina. Es el intercambiador de calor que calienta la amina rica procedente de la columna de absorción para su posterior entrada como alimentación de la columna de destilación, con la corriente de amina pobre, que se corresponde la corriente de colas procedente de la columna de destilación, para su posterior recirculación a la columna de absorción.

- IC-3: Condensador de reflujo de la columna de regeneración de aminas. Es el intercambiador de calor necesario para condensar la corriente de vapor que asciende por la columna de destilación. Esta corriente condensada pasará a acumularse en el botellón de reflujo.

- IC-4: Calderín o reboiler de la columna de regeneración de aminas. Es el intercambiador de calor necesario para calentar la corriente de colas de la columna de destilación.

14.1.- Consideraciones de diseño

Los intercambiadores de calor están diseñados de acuerdo al código TEMA (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association). En dicho código se dan recomendaciones para la construcción de intercambiadores de calor de carcasa y tubos. Aunque no es un órgano regulador y no hay requisito legal para el uso de sus normas, son ampliamente aceptadas como una buena base para el diseño.

14.1.1.- Tipo de intercambiador

Es importante señalar que todos estos intercambiadores de calor objetivo de diseño, serán de tipo carcasa y tubos, debido a que son ampliamente utilizados en la industria y que son más compactos y económicos a la hora de su construcción.

Entre las principales ventajas de los intercambiadores de carcasa y tubos se encuentran:

- Configuración que proporciona una relación área de intercambio/volumen de fluido a tratar muy favorables.
- Buena disposición mecánica.
- Medidas de fabricación estándares.
- Gran variedad de materiales de construcción.
- Fácil de limpiar.
- Técnicas de diseño bien establecidas.

14.1.2.- Método de cálculo

Para el diseño de estos intercambiadores de calor se utilizará el método de la Diferencia de Temperatura Media Logarítmica (LMTD), que es el más aconsejado cuando se conocen las temperaturas de entrada y salida de las distintas corrientes involucradas, siendo la variable de diseño a calcula el área de intercambio.

Para poder aplicar este método de cálculo, se han aceptado las siguientes suposiciones:

- No hay gradientes de temperatura a lo largo de la trayectoria de flujo de ambos fluidos.
- El área de transmisión de calor es la misma para cada paso.
- El valor del coeficiente global de transferencia de materia es constante a través del intercambiador.
- El calor específico es constante y sin cambio de fase en los fluidos, es decir, sin vaporización o condensación dentro del intercambiador. Esta suposición no se cumple en el caso de los intercambiadores de calor IC-3 e IC-4, pero aun así el método de cálculo se dará por válido como método estimativo.
- Pérdidas de calor hacia el entorno despreciables.
- No hay conducción a lo largo de las paredes del intercambiador en las direcciones de flujo de los fluidos.

14.1.3.- Tipo de cabezal de los tubos

Otro aspecto a considerar a la hora de diseñar estos intercambiadores de calor una vez que se ha optado por una configuración determinada, es el tipo de intercambiador de carcasa y tubos a emplear.

Existen multitud de clasificaciones de los intercambiadores de calor de carcasa y tubos, una de ella es dependiendo de la construcción del cabezal de los tubos. En todos los casos dichos tubos se encuentran mandrilados o soldados al cabezal para impedir pérdidas de fluido en la carcasa.

Cabezales fijos	Este tipo de intercambiador es el más simple, pero cuenta con limitaciones importantes, tales como: – Diferencia de temperatura límite entre los dos fluidos de 65ºC, no existiendo tolerancia a la expansión. – No se puede limpiar la carcasa, por lo que el fluido que circula por la carcasa debe ser un fluido limpio.
Cabezal flotante	La mayoría de los intercambiadores de calor de carcasa y tubos son de este tipo. Uno de los cabezales de los tubos se mueve libremente dentro de la carcasa permitiendo que los tubos puedan expandirse debido a la diferencia de temperatura en el intercambiador. Esta cabeza flotante está encerrada dentro de la carcasa con una tapa para retornar el fluido a los tubos a la salida.
Tubos en "U"	Los tubos están fabricados en una sola pieza, pueden expandirse y contraerse. Dichos tubos pueden ser sacados para ser inspeccionados o limpiados mediante el uso de reactivos químicos. Para este tipo de intercambiadores de calor solo un cabezal es necesario.

Según la información reflejada en esta tabla y basándonos en datos de diseño históricos para intercambiadores de calor en plantas de aminas, se ha optado por el empleo del cabezal flotante en todos y cada uno de los intercambiadores de calor presentes en la presente planta

14.1.4.- Tipo de distribución de flujo

Otra consideración de relevancia a la hora de diseñar un intercambiador de calor de carcasa y tubos es la selección de la trayectoria de flujo de los fluidos a través del mismo.

Distribución de flujo en paralelo	En este caso, tanto el fluido caliente como el frío entran por el mismo extremo del intercambiador, circulan a través de él en la misma dirección y sentido hasta que finalmente salen por el otro extremo.
Distribución de flujo en contracorriente	En este caso, tanto el fluido caliente como el frío entran por los extremos opuestos del intercambiador, circulan a través de él en la misma dirección y sentido opuesto.
Distribución de flujo cruzado de un solo paso	En este caso, un fluido se desplaza dentro del intercambiador de calor perpendicularmente a la trayectoria del otro fluido.
Distribución de flujo cruzado de paso múltiple	En este caso, un fluido se desplaza transversalmente de forma alternativa con respecto a la otra corriente de fluido.

Para los intercambiadores de calor de carcasa y tubos, el flujo en contracorriente es siempre más eficiente que el flujo en paralelo, por lo que será este tipo de distribución la empleada en todos los intercambiadores de calor del presente proyecto. El flujo cruzado es una situación intermedia entre ambos.

14.1.5.- Selección del fluido de carcasa y el fluido de tubos

Otro factor a tener en cuenta para el diseño del intercambiador es el fluido que circulará por los tubos y cuál por carcasa, existen varias consideraciones a seguir para ello:

- El interior de los tubos es más fácil de limpiar que la carcasa, por ello los fluidos que formen espuma o depósitos deberán circular a través de los tubos del intercambiador de calor. También el fluido más corrosivo deberá circular a través de los tubos para evitar el gasto de materiales más costosos.
- La presión del lado de los tubos normalmente es mayor que la del lado de la carcasa.
- Para minimizar las pérdidas de calor, la corriente de mayor temperatura discurrirá por el interior de los tubos.
- Para alcanzar una mejor transferencia de calor, la corriente de menor caudal circulará por el interior de los tubos.

En cada caso particular se especificará que fluido circulará por el interior de los tubos y cual por el interior de la carcasa, en función de las necesidades requeridas.

14.1.6.- Deflectores

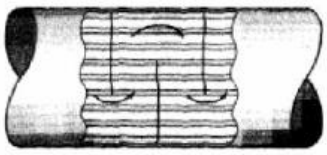
Por último para el diseño del intercambiador de calor es necesario tener en cuenta los deflectores:

En un intercambiador de calor es necesario un elevado coeficiente de transmisión de calor del lado de la carcasa y los tubos, por ello cuanto mayor sea la turbulencia tanto en la carcasa como en los tubos, mayores serán dichos coeficientes. Para inducir la turbulencia y aumentar la velocidad del fluido en la carcasa se instalan placas deflectoras que hacen que el fluido fluya a través de la carcasa de forma perpendicular al eje de los tubos, lo que causa una considerable turbulencia e incluso cuando el caudal del líquido en la carcasa es bajo.

Hay varios tipos de deflectores, pero los más comunes son los segmentados. Dichos deflectores son hojas de metal perforadas. Además pueden estar dispuestos en posición horizontal o vertical. La disposición horizontal para intercambiadores horizontales no es recomendable ya que el fluido puede quedar atrapado entre los deflectores o se puede producir depósito en los mismos. La posición vertical es empleada para intercambiadores horizontales, como es el caso.

A continuación se muestra una imagen esquematizada de estos deflectores segmentados sencillos dispuestos verticalmente "*Figura 10*".

Figura 10



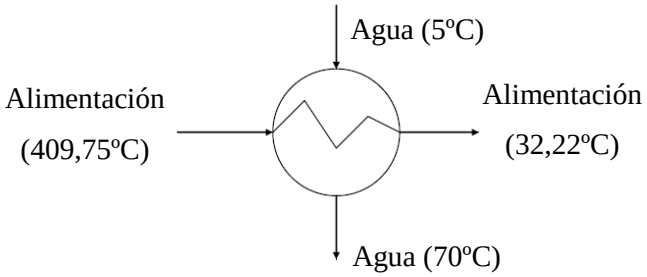
Placa deflectoras de tipo de segmentado sencillo

14.2.- Descripción del intercambiador de calor IC-1

Es el intercambiador de calor que recibe la corriente gaseosa de alimentación de la planta proveniente del FCC una vez comprimida, que se encuentra a unos 410ºC, ya que durante la compresión del gas este se calienta, para su acondicionamiento hasta 32,22ºC. Para retirar la carga térmica sobrante y enfriar la corriente de alimentación este intercambiador empleará agua de refrigeración como fluido refrigerante.

En este tipo de intercambiadores en los que se pretende enfriar una corriente con agua, es el fluido frío, es decir el agua, la que circula por el interior de los tubos, mientras que el fluido caliente, corriente de alimentación, circulará por el interior de la carcasa.

Un esquema muy simple que resume el funcionamiento de este intercambiador, tanto el balance de materia como el intercambio de calor, es el que se muestra a continuación.



Para identificar la temperatura de salida de las distintas corrientes se ha utilizado el software de simulación Aspen Plus V8.4.

Puesto que no en este equipo solo se produce una variación en la temperatura de las corrientes, las composiciones de estas no experimentarán ningún cambio.

En cuanto a los resultados del diseño y dimensionamiento obtenidos en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo" para esta unidad, se muestran en la siguiente tabla.

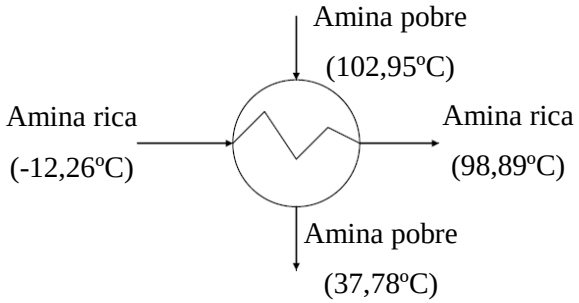
Intercambiador de calor IC-1	
Fluido que circula por los tubos	53,15 kg/h de agua
Fluido que circula por la carcasa	13,55 kg/h de gas ácido
Temperatura de entrada del gas	409,75 ºC
Temperatura de salida del gas	32,22 ºC
Temperatura de entrada del agua	5 ºC
Temperatura de salida del agua	70 ºC
Carga térmica transferida	1,44 MW
Coeficiente global U	453,96 W/ºC·m^2
Área de intercambio	184,62 m^2
Longitud de los tubos	12 m
Nº de tubos	140
Diámetro interno de la carcasa	6,04 m
Nº de deflectores	24
Nomenclatura TEMA	SIZE 238-473 TYPE AES

14.3.- Descripción del intercambiador de calor IC-2

Este es el intercambiador de calor que se encarga del acondicionamiento de la corriente de amina rica procedente de la columna de absorción, una vez ha pasado por el separador gas-líquido de baja presión, y que constituirá la alimentación de la unidad de regeneración de aminas o columna de destilación. A su vez, acondiciona la corriente de amina pobre procedente de colas de la columna de destilación. Puesto que se utiliza el calor residual de la corriente de amina pobre para acondicionar la corriente de amina rica, este intercambiador recibe el nombre de intercambiador de calor amina-amina.

En este tipo de intercambiadores en los que se pretende calentar una corriente con otra, es el fluido a calentar, es decir, la corriente de amina rica, la que circula por el interior de los tubos, mientras que el fluido caliente, corriente de amina pobre, circulará por el interior de la carcasa.

Un esquema muy simple que resume el funcionamiento de este intercambiador, tanto el balance de materia como el intercambio de calor, es el que se muestra a continuación.



Para identificar la temperatura de salida de las distintas corrientes se ha utilizado el software de simulación Aspen Plus V8.4.

Puesto que no en este equipo solo se produce una variación en la temperatura de las corrientes, las composiciones de estas no experimentarán ningún cambio.

En cuanto a los resultados del diseño y dimensionamiento obtenidos en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo" para esta unidad, se muestran en la siguiente tabla.

Intercambiador de calor IC-2	
Fluido que circula por los tubos	2,71 kg/s de amina rica
Fluido que circula por la carcasa	2,48 kg/s de amina pobre
Temperatura de entrada de la AR	-12,26 ºC
Temperatura de salida de la AR	98,89 ºC
Temperatura de entrada de la AP	102,95 ºC
Temperatura de salida de la AP	37,78 ºC
Carga térmica transferida	0,98 MW
Coeficiente global U	964,66 W/ºC·m^2

Área de intercambio	12,10 m^2
Longitud de los tubos	4 m
Nº de tubos	105
Diámetro interno de la carcasa	1,17 m
Nº de deflectores	41
Nomenclatura TEMA	SIZE 47-158 TYPE AES

14.4.- Descripción del intercambiador de calor IC-3

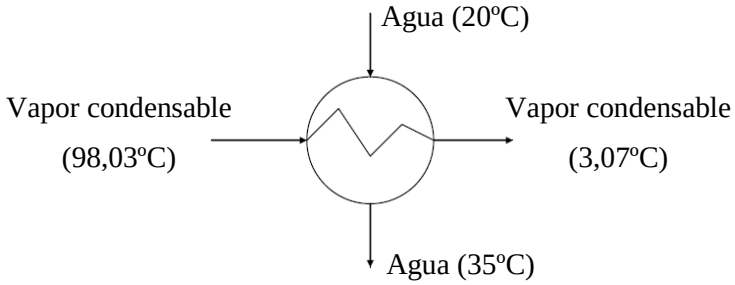
Este es el intercambiador de calor que se encarga de retirar el calor necesario para la condensación de la corriente de vapor que asciende por la columna, y poder retornar parte de esta como reflujo.

Es importante señalar que para condensar o evaporar una corriente no se utilizan dispositivos de intercambio de calor de carcasa y tubos, sino otras unidades especialmente diseñadas para ello. A pesar de ello se ha considerado este equipo de intercambio de calor como si se tratase de un intercambiador de calor de carcasa y tubos, ya que de esta forma se proporciona una estimación de las dimensiones del equipo y del calor intercambiado.

En este caso, la corriente de vapor es el fluido a enfriar, por lo que se utilizará agua de refrigeración para absorber el calor excedente.

En este tipo de intercambiadores en los que se pretende enfriar una corriente con agua, es el fluido frío, es decir, el agua, la que circula por el interior de los tubos, mientras que el fluido caliente, corriente de vapor a condensar, circulará por el interior de la carcasa.

Un esquema muy simple que resume el funcionamiento de este intercambiador, tanto el balance de materia como el intercambio de calor, es el que se muestra a continuación.



Para identificar la temperatura de salida de las distintas corrientes se ha utilizado el software de simulación Aspen Plus V8.4.

Puesto que no en este equipo solo se produce una variación en la temperatura de las corrientes, las composiciones de estas no experimentarán ningún cambio.

En cuanto a los resultados del diseño y dimensionamiento obtenidos en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo" para esta unidad, se muestran en la siguiente tabla.

Intercambiador de calor IC-3	
Fluido que circula por los tubos	0,71 kg/s de agua de refrigeración
Fluido que circula por la carcasa	0,23 kg/s de vapor condensable
Temperatura de entrada del vapor	98,03 ºC
Temperatura de salida del vapor	3,07 ºC
Temperatura de entrada del agua	20,00 ºC
Temperatura de salida del agua	50,00 ºC
Carga térmica transferida	89,66 kW
Coeficiente global U	851,17 W/ºC·m^2
Área de intercambio	1,93 m^2
Longitud de los tubos	1 m
Nº de tubos	67
Diámetro interno de la carcasa	0,74 m
Nº de deflectores	17
Nomenclatura TEMA	SIZE 30-40 TYPE AES

14.5.- Descripción del intercambiador de calor IC-4

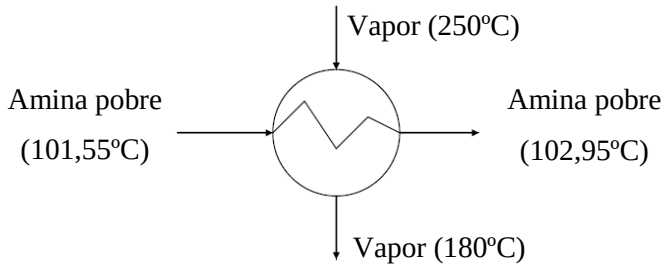
Se trata del intercambiador de calor que se encarga de calentar la corriente de amina pobre que desciende por la columna de destilación, para después, recircular una parte hacía la columna de absorción y la otra de vuelta a la columna de destilación como corriente evaporada.

Es importante señalar que para condensar o evaporar una corriente no se utilizan dispositivos de intercambio de calor de carcasa y tubos, sino otras unidades especialmente diseñadas para ello. A pesar de ello se ha considerado este equipo de intercambio de calor como si se tratase de un intercambiador de calor de carcasa y tubos, ya que de esta forma se proporciona una estimación de las dimensiones del equipo y del calor intercambiado.

En este caso, la corriente de amina pobre es el fluido a calentar, por lo que se utilizará vapor de baja presión para aportar este calor necesario.

En este tipo de intercambiadores en los que se pretende calentar una corriente con vapor, es el fluido caliente, es decir, el vapor, el que circula por el interior de los tubos, mientras que el fluido frio, corriente de amina pobre, circulará por el interior de la carcasa.

Un esquema muy simple que resume el funcionamiento de este intercambiador, tanto el balance de materia como el intercambio de calor, es el que se muestra a continuación.



Para identificar la temperatura de salida de las distintas corrientes se ha utilizado el software de simulación Aspen Plus V8.4.

Puesto que no en este equipo solo se produce una variación en la temperatura de las corrientes, las composiciones de estas no experimentarán ningún cambio.

En cuanto a los resultados del diseño y dimensionamiento obtenidos en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo" para esta unidad, se muestran en la siguiente tabla.

Intercambiador de calor IC-4	
Fluido que circula por los tubos	45,61 kg/s de vapor de media presión
Fluido que circula por la carcasa	4,43 de amina pobre
Temperatura de entrada de la AR	101,55 ºC
Temperatura de salida de la AR	102,95 ºC
Temperatura de entrada del vapor	250,00 ºC
Temperatura de salida de vapor	180,00 ºC
Carga térmica transferida	6,53 MW
Coeficiente global U	3.972,13 W/ºC·m^2
Área de intercambio	96,74 m^2
Longitud de los tubos	10 m
Nº de tubos	88
Diámetro interno de la carcasa	3,76 m
Nº de deflectores	32
Nomenclatura TEMA	SIZE 149-394 TYPE AES

15.- DESCRIPCIÓN DE LAS BOMBAS

En este aparatado se expondrán los aspectos relacionados con el diseño de las bombas presentes en la planta de aminas.

Estos dispositivos son los encargados de proporcionar la impulsión necesaria para el transporte de las corrientes líquidas entre una unidad a otra.

Es fundamental el correcto funcionamiento de estas bombas, ya que de no proporcionar los caudales necesarios a cada una de las unidades, en especial a las columnas de absorción y destilación, son se alcanzará el objetivo deseado en cada caso, eliminar el H_2S en el caso de la columna de absorción y regenerar la amina en el caso de la columna de destilación.

Además es de vital importancia que estas proporcionen un caudal constante, de forma que la planta pueda trabajar en continuo y en estado estacionario.

En el presente proyecto podemos distinguir las siguientes bombas:

- Bomba P-1: Responsable de proporcionar el caudal necesario de disolución de amina pobre a la columna de absorción.
- Bomba P-2: Impulsa la corriente de amina rica desde la cola de la columna de absorción hasta el separador gas-líquido de baja presión S-2.
- Bomba P-3: Impulsa la corriente de amina rica, procedente del separador gas-líquido a baja presión S-2, hacia la columna de destilación.
- Bomba P-4: Responsable de la impulsión de la corriente de vapor condensado que se retorna a la columna de destilación como reflujo.
- Bomba P-5: Impulsa la corriente de amina pobre procedente de la columna de destilación hacia el punto de mezcla en el que convergen la corriente de amina fresca, y esta corriente de amina pobre.

Las variables de diseño a calcular para cada una de las bombas presentes en la planta de aminas son la potencia requerida por las mismas, y la altura de impulsión que estas pueden suministrar.

Es necesario señalar que todas las bombas presentes en la planta son de tipo centrífugas. Además será necesario tener en cuenta a la hora de realizar el presupuesto que cada uno de estas bombas se encontrará por duplicado y dispuesta en paralelo con su gemela, de forma que si una de ellas fallase, la planta podría seguir funcionando correctamente.

15.1.- Selección del tipo de bomba

En este caso, la única consideración de diseño adoptada es la selección del tipo de bombas a emplear.

Los equipos de impulsión de líquido pueden clasificarse en dos grandes grupos, dinámicos y de desplazamiento positivo.

En los primeros, la energía es comunicada al fluido por un elemento giratorio, rodete, que da al líquido un movimiento rotativo, que se transforma posteriormente en energía. El caudal a una determinada velocidad de rotación, depende de la resistencia del movimiento en la línea de descarga.

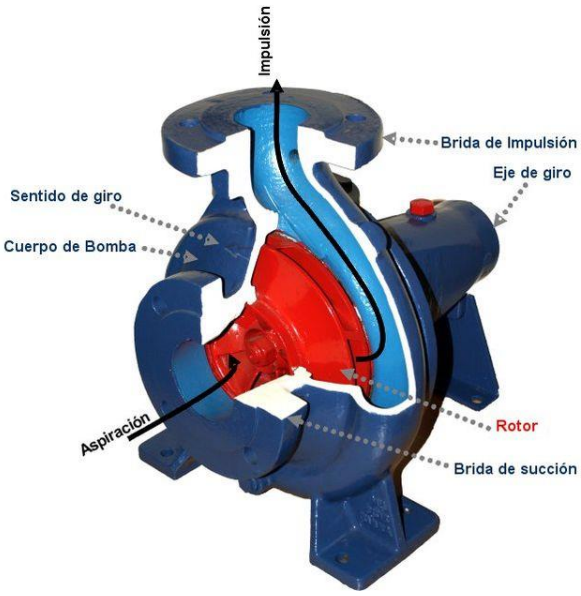
En las bombas de desplazamiento positivo, existe una relación directa entre el movimiento de los elementos de bombeo y la cantidad de líquido movido.

Se utilizará en el proyecto bombas centrífugas. Las bombas centrífugas están englobadas dentro del conjunto denominadas dinámicas, siendo éstas en las que se aplica energía al líquido que se bombea con un impulsor o una hélice que gira en un eje.

La energía de velocidad aplicada al fluido por el impulsor se convierte en energía de presión cuando el líquido sale del impulsor y avanza a lo largo de una voluta o carcasa de difusor estacionarias.

A continuación se muestra una fotografía de las bombas a emplear, indicando sus partes, "*Figura 11*".

Figura 11



Las principales ventajas de las bombas centrífugas se enumeran a continuación:

- Construcción simple y precio bajo.
- El fluido es entregado a presión uniforme, sin variaciones bruscas ni pulsaciones.
- Son bombas versátiles
- La línea de descarga puede interrumpirse, o reducirse completamente sin dañar la bomba
- Pueden emplearse en líquidos con grande cantidades de sólido (no es el caso que ocupa)
- Ocupan poco espacio.
- Fáciles de mantener.
- No alcanza presiones excesivas.
- Flujo suave no pulsante.
- El impulsor y los ejes son las únicas partes en movimiento.
- Se adapta a servicios comunes, suministro de agua, hidrocarburos…

Un dato relevante a destacar es que el rendimiento de este tipo de bombas suele oscilar entre el 80 y el 90%. De este modo para el diseño de todas y cada una de las bombas presentes en la planta de aminas se ha considerado un rendimiento mecánico del 85%.

15.2.- Selección del material de construcción

Respecto al material de fabricación, hasta ahora se ha utilizado como material de construcción de todos los equipos el acero inoxidable SS-316, debido a la presencia de ácido sulfhídrico H_2S, que presenta un alto poder corrosivo, o bien porque se han empleado altas presiones y se necesitaba una mayor resistencia mecánica. Sin embargo, para las bombas no es así, sino que se empleará acero al carbono CS-304, ya que la composición mayoritaria de todas las corrientes líquidas presentes en el proceso es agua, no presentando problemas severos de corrosión, además de ser un material considerablemente más económicos que el acero inoxidable.

15.3.- Resultados del diseño de las bombas

Como resultados de los procedimientos de cálculo numérico llevados a cabo en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo" para la obtención de la potencia necesaria para cada una de las bombas, así como de la altura máxima que esta pueden suministrar se obtuvieron los datos reflejados en la siguiente tabla:

	Bomba P-1	Bomba P-2	Bomba P-3	Bomba P-4	Bomba P-5
$NPSH_{Disponible}$	1.009,23 m	55,67 m	73,89 m	2,83 m	33,06 m
Caudal bombeado	9,28 m^3/h	11,02 m^3/h	10,98 m^3/h	0,03 m^3/h	7,83 m^3/h
Potencia de la bomba	23,77 kW	1,19 kW	1,67 kW	0,04 W	0,42 kW
Altura real de impulsión	935,05 m	44,93 m	62,80 m	0,43 m	20,06 m

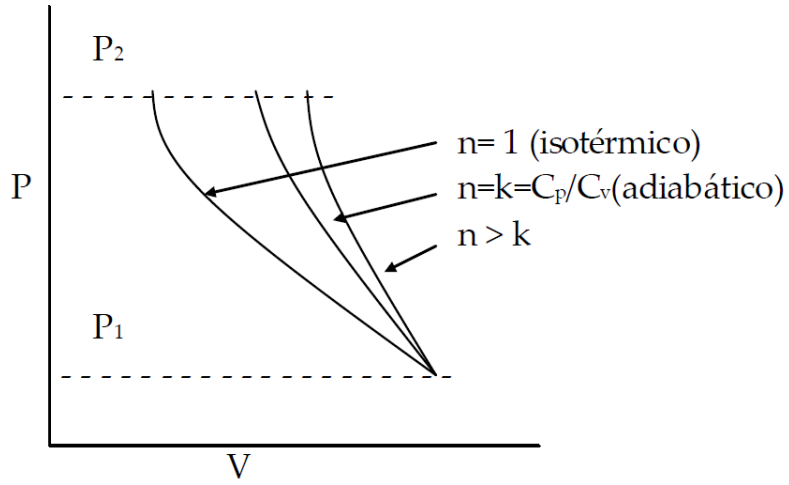
16.- DESCRIPCIÓN DEL COMPRESOR

Se trata del dispositivo de impulsión de gases encargado de proporcionar la presión necesaria a la corriente de alimentación, procedente de la unidad de reacción FCC, para que se lleve a cabo correctamente el proceso de absorción del ácido sulfhídrico.

Es fundamental que el caudal de gas suministrado por esta unidad sea constante, ya que es la que alimenta la planta de aminas. De esta forma la planta podrá operar en continuo y en estado estacionario.

Se trata de un compresor que operará de forma adiabática. La forma óptima de funcionamiento se da al operar de forma isotérmica ya que es cuando el trabajo realizado por el compresor es mínimo, es decir, cuando el área bajo la curva politrópica (n = 1) en el diagrama P-V "*Figura 12*" es mínima.

Figura 12



Puesto que operar en condiciones isotérmicas a gran escala presenta una gran dificultad, se ha optado por un compresor adiabático (curva n = k), ya que después del isotérmico es el que menor trabajo habrá de realizar para conseguir la misma compresión.

Al igual que sucedía con los elementos de impulsión de líquidos, en este caso la variable de diseño a calcular es la potencia que ha de suministrarse a este compresor para la correcta circulación del gas.

16.1.- Simplificaciones realizadas

Respecto a las simplificaciones a tener en cuenta a la hora de realizar el diseño de este equipo, destacan las que se mencionan a continuación:

- Las energías mecánicas cinética y potencial no varían sensiblemente.
- No existe fricción con la tubería.
- El gas se comporta como un gas ideal.
- El proceso de compresión es perfectamente adiabático.

16.2.- Selección del tipo de compresor

Los equipos de impulsión de gases pueden clasificarse según la manera en que se obtiene el incremento de presión, como compresores de desplazamiento positivo o de tipo dinámico.

Los compresores de desplazamiento positivo entre los que se encuentra los de tornillo, pistón, álabe y otros, se caracterizan por aplicarse hasta 300 KW de potencia, mientras que los dinámicos, entre los que se encuentran los centrífugos, son aceptados por encima de 500 KW.

Otro criterio para clasificar los compresores seria como abiertos, semiherméticos o herméticos.

Los de tipo abierto se caracterizan por la prolongación del eje fuera del compresor, donde se acopla el motor.

Cuando el motor eléctrico se encuentra situado en la misma carcasa que el mecanismo compresor se denominan herméticos o semiherméticos. La diferencia existente entre ambos es que mientras los compresores herméticos presentan cierres soldados y no están diseñados para ser reparados, los compresores semiherméticos se sitúan en carcasas no soldadas, sino encerradas mediante tornillos.

Los compresores semiherméticos presentan todas las ventajas de los herméticos, no presentan montado un motor externo y no presentan fugas de refrigerante. Además, pueden ser reparados, aunque son más caros.

Se decide seleccionar un compresor de desplazamiento positivo, concretamente de pistón y semihermético, que además sea de inducción para impedir que se puedan producir chispas que den lugar a fuegos en la instalación y exento de lubricación.

Las principales ventajas de este tipo de compresores de enumeran a continuación:

- Construcción simple
- Ocupa poco espacio

- La línea de descarga puede interrumpirse, o reducirse completamente sin dañar el compresor
- Pueden emplearse para pequeños caudales de gases
- Fácil de mantener
- Se adapta a servicios comunes
- No emplea lubricación

16.3.- Resultados del diseño del compresor

Respecto a los resultados obtenidos para el diseño de este compresor en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo" se muestran en la siguiente tabla.

Compresor	
Caudal volumétrico a tratar	786,15 m^3/h de gas ácido de alimentación
Potencia	14,04 kW
Rendimiento	0,30 (Es bajo como medida de sobredimensionamiento)

17.- DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE TUBERÍAS

Las tuberías son conductos cilíndricos de material, diámetro y longitud variables. Se dividen en tuberías y tubos, la diferencia entre ambos elementos es que las tuberías tienen unas dimensiones normalizadas y los tubos son los no fabricados en tamaño estándar.

En el presente proyecto distinguimos los siguientes tramos de tuberías:

- Tramo 1: Es la tubería de alimentación de la planta. Porta gas ácido proveniente del reactor catalítico de lecho fluidizado FCC, y va desde el compresor que impulsa dicha corriente de alimentación hasta el separador gas-líquido de alta presión S-1, pasando por el intercambiador de calor IC-1. En realidad, este tramo se subdivide en otros dos, uno entre el compresor y el IC-1, y otro desde el IC-1 hasta S-1, pero puesto que en lo único que varía la corriente de alimentación antes y después del IC-1 es la temperatura, la tubería tendrá exactamente las mismas características.

- Tramo 2: Es el que conduce la corriente de gas proveniente del separador gas-líquido de alta presión S-1 hacia la columna de absorción C.A.

- Tramo 3: Esta tubería es la de alimentación de amina pobre de la columna de absorción. Su recorrido abarca desde el punto en el que se mezclan la corriente de amina pobre procedente de la columna de destilación y el aporte de amina fresca a la planta, hasta la cabeza de la columna de absorción.

- Tramo 4: Este tramo de tubería conduce la corriente de amina rica que proviene de colas de la columna de absorción hasta el separador gas-líquido de baja presión S-2.

- Tramo 5: Es la tubería que conduce la corriente de amina rica proveniente del separador gas-líquido de baja presión S-2 hacia la columna de destilación, pasando por el intercambiador de calor amina-amina IC-2 y por el filtro encargado de eliminar cualquier posible resto de hidrocarburos que posea esta corriente antes de su entrada en la columna de destilación. Al igual que sucedía con el Tramo 1, este tramo se subdivide en otros tramos, en este caso tres, uno que iría desde el S-2 hasta el IC-2, otro desde el IC-2 hasta el filtro de carbón activo, y el último desde este filtro hasta la columna de destilación, pero puesto que la corriente de amina rica no varía sensiblemente su caudal volumétrico, todos estos subtramos tendrán exactamente las mismas características.

- Tramo 6: Se trata de la tubería encargada de devolver parte del vapor condensado, que se acumula en el botellón de reflujo, como reflujo de la columna de destilación.

- Tramo 7: Este es el tramo que conduce la corriente de amina pobre procedente de colas de la columna de destilación hacia el punto en el que se mezcla con la corriente de amina fresca, pasando por el intercambiador de calor amina-amina IC-2. Al igual que sucede con los tramos 1 y 5 este se subdivide en 2 tramos, uno antes y otro después del IC-2, pero puesto que lo único que varía es la temperatura de la corriente, las características de ambos tramos de tubería serán idénticas.

El sistema de tuberías se compone de tres elementos principales:

- Las tuberías propiamente dichas.

- Los elementos destinados al control automático o a regular el flujo, destacando las válvulas.

- Los accesorios, tales como codos, bridas, reducciones, etc.

Las válvulas pueden clasificarse en válvulas de corte (compuerta, globo, bola, tapón y diafragma), antirretorno (de bola, oscilante o de pistón), de conmutación (de tres vías), de control (mariposa o automática) y de seguridad (disco de ruptura). Todas ellas inducen una pérdida de carga en la tubería que es posible estimar, al igual que ocurre con los diferentes accesorios con los que puede contar cada tubería del sistema.

El estándar de tubería que se sigue en este proyecto es el código de tuberías a presión ASME B.31 del código B 31 (“Code for pressure piping”), que describen los mínimos requerimientos de diseño para las instalaciones de proceso y establece criterios para seleccionar parámetros físicos implicados en el análisis del sistema.

17.1.- Materiales

Las principales variables de selección de tuberías son los siguientes:

- Corrosión.

- Temperatura.

- Presión.

- Coste.

La selección de los materiales se llevará a cabo según el criterio de la resistencia a la corrosión de los mismos, y dicha resistencia a la corrosión depende de la temperatura y la turbulencia. Una vez que se selecciona el material según su resistencia a la corrosión, se debe hacer la selección según los criterios de temperatura, presión y coste. A pesar de todo ello, la selección de material en el proyecto se apoya en la experiencia y la experimentación.

De manera general, los materiales de construcción de tuberías en las plantas de proceso son:

- Acero al carbono, que es el más empleado.
- Acero de baja aleación.
- Níquel, para baja temperatura y corrosión.
- Cromo- Molibdeno, para alta temperatura y presión.
- Acero inoxidable.
- Austenítico, para casos donde exista corrosión.
- Ferrítico, para casos donde hay corrosión, siendo menos utilizado que el anterior.
- Metales no férreos.
- Aluminio, para baja temperatura.
- Cobre y sus aleaciones (latón, bronce,…) para corrosión.
- Níquel y sus aleaciones (monel, inconel y hastelloy) para corrosión.
- Titanio, para tuberías que traten con agua del mar.
- Plásticos.
- Polietileno, polipropileno, PVC, CPVC, todos para casos con corrosión.
- Plásticos reforzados con fibra de vidrio.
- Epoxi vinil éster, poliéster para corrosión.
- Recubrimientos plásticos.
- Polipropileno, teflón, para la corrosión.

Como se indicó en el apartado anterior, el material más utilizado para las líneas principales de esta unidad es el acero A-106 Gr. B, que es un tipo de acero al carbono colmado.

El acero al carbono ASTM A-106 Gr. B tiene la siguiente composición "*Tabla 8*".

Tabla 8

Compuesto	*Composición*
Carbono	0,30 máximo
Manganeso	0,29
Fósforo	0,048 máximo.
Azufre	0,058 máximo.
Silicio	0,10
Hierro	El resto.

Las características más importantes de este acero al carbono al utilizarlo en las tuberías son su resistencia a la altas temperaturas, la resistencia al choque, su resiliencia, la tenacidad, la maquinabilidad (facilidad que posee el material para permitir el proceso de mecanizado por arranque de viruta) y, las más importantes, el que sea forjable y su soldabilidad.

17.2.- Diámetros

Los criterios a seguir para el cálculo del diámetro de cada una de las tuberías son:

- Si la energía necesaria para el movimiento del fluido no ha de ser bombeada, se debe utilizar el diámetro mínimo que permite el caudal deseado.
- Si el fluido ha de ser bombeado se halla el tamaño de tubería que conlleve los menores costes anuales, mediante un cálculo sencillo a partir del caudal y la velocidad del flujo.

En general, la determinación del diámetro depende principalmente de las condiciones del proceso, es decir, del caudal, la velocidad y la presión del fluido.

17.3.- Espesor

El mínimo espesor de pared para cualquier tubo sometido a presión interna o externa es una función de:

- El esfuerzo permisible para el material del tubo.
- Presión de diseño.
- Diámetro de diseño del tubo.
- Diámetro de la corrosión y/o erosión.

Además, el espesor de pared de un tubo sometido a presión externa es una función de la longitud del tubo, pues ésta influye en la resistencia del colapso del tubo. El mínimo espesor de pared de cualquier tubo debe incluir la tolerancia apropiada de fabricación.

Este espesor mínimo de pared para las condiciones de diseño debe establecerse de manera que la tubería sea capaz de soportar diferentes cargas típicas y sus combinaciones, que se deben considerar en el diseño de tuberías.

En cuanto al sobreespesor de corrosión, se estimará de la siguiente manera:

- Acero al carbono: 6,0 mm.

Siempre que sea posible es recomendable seleccionar un material de mejor calidad en lugar de aumentar el sobreespesor de corrosión por encima de los anteriores para este servicio.

17.4.- Aislamiento térmico

En este sistema de tuberías hay fundamentalmente tres tipos de aislamiento térmico: calorifugado, protección personal y traceado de vapor con calorifugado.

El calorifugado y la protección personal difieren en que la finalidad del primero es la de mantener caliente la tubería y aislarla de la temperatura exterior por necesidades del proceso, mientras que la protección personal mira por las medidas de seguridad hacia las personas que puedan tener contacto directo con estas tuberías a temperaturas muy superiores a las ambientales, con el fin de evitar accidentes y lesiones por quemaduras.

Antes de aplicar el aislamiento, se realizara las correspondientes operaciones de limpieza según sea el material de la superficie a calorifugar:

- En el caso del acero al carbono, se realiza un cepillado ligero para eliminar restos de humedad, polvo, partículas sueltas, etc., que se hubieran adherido durante el montaje mecánico.

El traceado en general sirve para mantener las tuberías y el fluido contenido en ellas a una temperatura superior a la ambiente. El sistema de tuberías de este proyecto no consta de traceado de vapor ni de traceado eléctrico.

17.5.- Condiciones de operación

Los esfuerzos en las tuberías determinan las condiciones de servicio de las mismas. Dichos esfuerzos están condicionados por las cargas o solicitaciones del sistema. Las fuentes de

las cargas son: presión interna, el peso muerto de los elementos, la expansión térmica debida a variaciones de temperatura y las cargas de viento, nieve o hielo. Las cargas en las tuberías se clasifican en cargas constantes y variables.

- Las cargas constantes son las que no sufren en el tiempo y se aplican de manera constante (presión interna y externa, peso del sistema incluido el peso de la columna de fluido). Tanto la presión como la temperatura de diseño se emplean para obtener el mínimo espesor de pared y el rating de sus componentes.

- Las cargas variables son las que actúan en el sistema de forma discontinua (prueba hidráulica, seísmo y otras cargas dinámicas).

A su vez, estas cargas también se clasifican en:

- Cargas debidas a la presión de diseño.

Es la carga debido a la presión en la condición más severa, interna o externa, a la temperatura coincidente con esa presión durante la operación normal.

- Cargas debidas al peso.

Son debidas a:

  - Peso muerto incluyendo tuberías, accesorios, aislamiento, etc.

  - Cargas vivas impuestas por el flujo de prueba o de proceso.

  - Efectos locales debido a las reacciones en los soportes.

- Cargas dinámicas.

  - Cargas por efecto del viento, ejercidas sobre el sistema de tuberías expuesto al viento.

  - Carga sísmicas que deben ser consideradas para aquellos sistemas ubicados en áreas con probabilidad en movimiento sísmicos.

  - Carga por impacto u ondas de presión, tales como los efectos del golpe de ariete, caída bruscas de presión o descarga de fluido.

  - Vibraciones excesivas inducidas por pulsaciones de presión, por variaciones en las características del fluido, por resonancia causada por excitaciones de maquinarias o del viento.

- Efectos de la expansión y/o contracción térmica.
    - Cargas térmicas y de fricción inducidas por la restricción al movimiento de expansión térmica de la tubería.
    - Carga inducida por un gradiente térmico severo o diferencia en las características de expansión (diferentes materiales).

17.6.- Resultados del diseño de las tuberías.

En cuanto a los resultado de los procedimientos de cálculo llevados a cabo en el "DOCUMENTO II, Memoria de cálculo" para el diseño del sistema de tuberías, estos se exponen en la siguiente tabla.

	Tramo 1	Tramo 2	Tramo 3	Tramo 4	Tramo 5	Tramo 6	Tramo 7
Diámetro nominal $D_{nominal}$ (in)	3	1 ½	1 ¼	1 ¼	1 ¼	1/8	1 ¼
Schedule	160	XX	XX	XX	160	80XS, 80S	160
Diámetro interno D (mm)	66,65	27,94	22,76	22,76	29,46	5,46	29,46
Longitud equivalente L (m)	32	10	30	7,5	30	4	30
Espesor t (mm)	11,13	10,16	9,70	9,70	6,35	2,41	6,35
Caudal en circulación Q_v (m^3/h)	0,2184	0,0487	0,0026	0,0031	0,0030	$9{,}1 \cdot 10^{-6}$	0,0022
Pérdida de carga hf (m)	23,20	35,74	92,77	35,31	37,36	0,36	16,53

18.- INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

Todas las operaciones de la ingeniería química dependen del control y la medida de determinadas variables del proceso. La instrumentación se ha convertido una parte indispensable dentro de las operaciones industriales.

El objetivo de la instrumentación y control del sistema proyectado es:

- Conseguir una optimización operativa de la planta.
- Aumentar la seguridad en la planta.
- Reducir la mano de obra.

Para que los objetivos se cumplan es necesario mantener las variables del proceso en un punto de consigna, empleando para ello controladores destinados a tal fin. Un sistema de control automático de cualquier proceso está constituido por cuatro tipos de elementos básicos:

- Sensor o elemento primario, que es el instrumento que mide la variable que se quiere controlar.
- Transmisor o elemento secundario, que recibe la señal del medidor y la transforma en señal eléctrica, neumática o digital que pueda ser procesada por el controlador para calcular la acción de control.
- Controlador, es el aparato que calcula la acción de control de acuerdo con el algoritmo de control que se haya programado en él. Este cálculo se traduce en un valor determinado de la señal de salida que se envía al elemento final de control.
- Elemento final de control, elemento que manipula la variable de proceso de acuerdo con la acción calculada por el controlador. El elemento final de control más empleado es la válvula, aunque existen otros menos utilizados como son las bombas de velocidad variables, los transportadores y los motores eléctricos.

De esta manera se realizan las tres operaciones básicas presentes en todos los sistemas de control: medición (sensor y transmisor), decisión (controlador) y acción (elemento final de control).

Cada uno de dichos elementos se puede identificar claramente como un dispositivo físico independiente dentro de cada proceso. Estos son los cuatro componentes básicos de todo sistema de control, aunque los sistemas más complejos se completarán con más elementos.

El set point o punto de consigna es el valor deseado para una variable de control. La perturbación se refiere a un cambio en cualquier variable que cause que esta variable de control sufra un cambio.

En el presente proyecto no se detallan los aspectos relacionados con la instrumentación y el control de los distintos procesos que tienen lugar en la planta de aminas.

19.- ESTUDIO DE SEGURIDAD Y SALUD

19.1.- Legislación aplicable

- Ley de Prevención de Riesgos Laborales – Ley 31/95 de 8 de Noviembre de 1995.
- Reforma del marco normativo de Prevención de Riesgos Laborales – Ley 54/03 de 12 de diciembre de 2003.
- Reglamento de los Servicios de Prevención – Real Decreto 39/97 de 17 de Enero de 1997.
- Disposiciones Mínimas de Seguridad y Salud en los Lugares de Trabajo – Real Decreto 486/97 de 14 de Abril de 1997.
- Disposiciones Mínimas en Materia de Señalización de Seguridad y Salud en los trabajadores – Real Decreto 485/97 de 14 de Abril de 1997.
- Disposiciones Mínimas de Seguridad y Salud relativas a la Utilización por los trabajadores de los Equipos de Protección Individual – Real Decreto 773/97 de 30 de Mayo de 1997.
- Disposiciones Mínimas de Seguridad y Salud para la Utilización por los trabajadores de los Equipos de trabajo – Real Decreto 1215/97 de 18 de Julio de 1997.
- Disposiciones Mínimas de Seguridad y Salud en las Obras de Construcción – Real Decreto 1627/97 de 24 de Octubre de 1997.
- Disposiciones Mínimas para la Protección de la Salud y Seguridad de los Trabajadores frente al Riesgos Eléctrico – Real Decreto 614/01 de 8 de Junio de 2001.
- Disposiciones Mínimas para la Protección de la Salud y Seguridad de los Trabajadores expuestos a Riesgos Derivados de Atmósferas Explosivas – Real Decreto 681/03 de 12 de Junio de 2003.
- Real Decreto sobre la Protección de la Salud y Seguridad de los Trabajadores frente a los Riegos Derivados o que puedan Derivarse de la Exposición a Vibraciones Mecánicas – Real Decreto 1311/05 de 4 de Noviembre de 2005.

- Real Decreto sobre la Protección de la Salud y Seguridad de los Trabajadores contra los Riesgos Derivados con la Exposición al Ruido – Real Decreto 286/06 de 10 de Marzo de 2006.

- Real Decreto sobre la protección de la Salud y Seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con los agentes químicos durante el trabajo- Real Decreto 374/01 de 6 de abril de 2001.

19.2.- Identificación de los riesgos laborales

Partiendo de la base de que el riesgo cero es imposible, ya que siempre existe el riesgo de que se produzca un determinado accidente, se debe trabajar para disminuir la posibilidad de que se produzca, reducir las consecuencias de estos y por último estar preparados para una correcta actuación.

En la instalación, para llevar a cabo el proceso de eliminación del ácido sulfhídrico proyectado, se han identificado los siguientes riesgos:

- Exposición a agentes químicos.

- Exposición al ruido.

- Riesgo de incendio

- Riesgo eléctrico.

19.2.1.- Riesgo de exposición a agentes químicos

A continuación se expone parte de la información recogida en las fichas de seguridad de los compuestos que se manejan en la planta de aminas.

19.2.1.1.- Seguridad en el manejo de la dietanolamina DEA

Las alcanolaminas en general y sus diluciones acuosas son alcalinas. Es un irritante de la piel y los ojos. Por lo tanto, para su manipulación se debe emplear gafas de seguridad y ropa protectora. A temperatura ambiente, la presión de vapor es baja y la concentración de vapor en estas condiciones no son consideradas como peligrosas o tóxicas. No obstante, debe evitarse la inhalación o contacto físico con vapor de alcanolamina caliente. En el caso de contacto físico, se debe retirar la ropa de la zona contaminada de forma inmediata y lavarse la piel y la ropa antes de volverse a usar.

En contacto con los ojos, se debe lavar con abundante agua durante 15 minutos y recibir atención médica inmediatamente.

Si se ingiere de forma accidental, se debe provocar el vómito bebiendo grandes cantidades de agua salada diluida y es necesaria una asistencia médica de forma inmediata.

Es imprescindible disponer de una estación de duchas lavaojos en las zonas donde se manipule la alcanolamina.

19.2.1.2.- Seguridad en el manejo del ácido sulfhídrico H_2S

El ácido sulfhídrico es un compuesto químico altamente peligroso, pero que con unos procedimientos adecuados de manejo pueden ser manipulados con seguridad. Este compuesto es peligroso como gas tóxico a muy bajas concentraciones y, como gas altamente combustible.

Las propiedades físicas del ácido sulfhídrico se presentan en el siguiente cuadro:

Peso molecular	34,081 g/mol
Temperatura de fusión a 1atm	-85,7ºC
Temperatura de ebullición a 1 atm	-60,3ºC
Límite de inflamabilidad	4,3-4,6 % vol. en aire
Temperatura de autoignición	270ºC

El ácido sulfhídrico cuenta con un olor característico y nauseabundo que puede detectarse en concentraciones inferiores a 0,1 ppm. Sin embargo, el olor no es una advertencia fiable de concentraciones peligrosas de sulfuro de hidrógeno debido a que los nervios olfativos se fatigan rápidamente, no pudiéndose detectar el olor en concentraciones altamente agudas. La fatiga olfativa puede ser tan rápida que no pueda advertir ni si quiera su presencia.

El principal peligro que presenta el ácido sulfhídrico es la intoxicación aguda por exposiciones relativamente cortas de tiempo en concentraciones peligrosas. Una corta exposición a concentración alta, es decir, desde unos pocos segundos hasta dos minutos a 500-600 ppm, parece incapacitar el sistema nervioso que controla los músculos del sistema respiratorio. Es, por lo tanto, de suma importancia que si alguien sufre una exposición a alta concentración de ácido sulfhídrico, sea llevado a una zona libre de este compuesto de forma inmediata y, si su respiración ha cesado, que se restablezca sin demora.

El sulfuro de hidrógeno no parece ser un veneno acumulativo, sin embargo puede producir graves daños al cerebro por la falta de oxígeno si no se restablece la respiración rápidamente.

En la siguiente tabla "*Tabla 9*" se resumen los efectos tóxicos que tienen el sulfuro de hidrógeno en humanos:

Tabla 9

Efectos agudos del Ácido sulfhídrico		
Concentración (ppm)	*Tiempo*	*Efecto*
0,13	Instantáneo	Olor detectable
10	8 horas	Límite de umbral
50-100	1 hora	Irritación membrana mucosa
200-300	1 hora	Grave irritación membranas mucosas
500-700	½ hora	Coma
900	Minutos	Puede ser mortal
1000	Minutos	Mortal

- Primeros auxilios ante el envenenamiento con H_2S.

La sección que a continuación se expone es una guía, un procedimiento aceptado para tratamiento de primeros auxilios.

Es primordial retirar a la víctima hacia una zona libre de sulfuro de hidrógeno. Si la víctima continua respirando debe mantenerse al aire fresco y reposar con tranquilidad. Si es posible, debe tumbarse. La víctima debe estar bajo observación médica unas 48 horas por si apareciese un edema en las vías respiratorias o los pulmones.

Si la victima esta inconsciente o con parada cardiorrespiratoria, debe hacerse la respiración artificial enseguida. Si se dispone de un pulmón de acero u otros métodos mecánicos, deben emplearse, de lo contrario, es necesario hacer la respiración artificial por el método prono-presión lo antes posible. Es de vital importancia ser rápido en empezar la respiración artificial. Cuando la víctima se reanime, debe estar tranquila, abrigada y bajo observación durante 48 horas en el hospital por si se produjese un edema en las vías respiratorias o los pulmones.

- Prevención de envenenamiento con ácido sulfúrico.

En todos aquellos lugares donde pueda producirse una exposición al ácido sulfhídrico se debe utilizar máscaras antigás o de aire fresco apropiadas. Además es imprescindible que para este tipo de trabajo los operadores trabajen en pareja para poder socorrerse en caso de accidente.

Se debe comprobar de vez en cuando la atmósfera de trabajo, empleando para ello detectores de ácido sulfhídrico portátiles, por si existieran pequeñas concentraciones de sulfhídrico que puedan provocar envenenamientos crónicos.

19.2.2.- Exposición al ruido

Todas las máquinas, tales como bombas, compresores, alarmas, etc. son fuentes de ruido. El ruido se define como un sonido no deseable, inarticulado, confuso, cuya intensidad varía con el tiempo.

El oído humano es capaz de detectar desde un sonido asociado a una onda de 20 μPa hasta 10 millones de veces este valor (20 Pa), el cual corresponde al valor umbral de dolor (120 dB).

Los efectos producidos por el ruido son, lesión del oído interno, hipertensión arterial, alteración del ritmo cardiaco, trastorno nervioso, etc.

Para la medición del ruido se utilizan sonómetros, dosímetros y analizadores de frecuencia, de este modo se obtiene los niveles de ruido en cada lugar de la planta o se compara con los permitidos. Si en algún caso dichos valores tomados son mayores a los permitidos se deben de tomar medidas preventivas, tales como aislar acústicamente la fuente del ruido y/o emplear protecciones personales, concretamente, tapones que reducen entre 10 y 20 dB o auriculares que reducen el ruido hasta en 50 dB.

19.2.3.- Riesgos de incendio

El ácido sulfhídrico tiene un amplio rango de límite de explosión, 4,3 a 4,6 % (volumen) en aire. El vapor es ligeramente más pesado que el aire y puede, por lo tanto formar “bolsas de concentraciones” en ausencia de viento.

La temperatura de auto ignición es de 270°C, y deben evitarse todas las fuentes de ignición como llamas, chispas, superficies incandescentes, etc.

Por este motivo, equipos como extintores, vapor de ahogo y líneas de agua, deberán estar instalados para su inmediata utilización. Todo el personal asociado a la unidad deberá recibir instrucciones para la lucha contra incendios, tales como el uso de los equipos contra incendios. Los derrames de hidrocarburos serán lavados hacia el alcantarillado de agua aceitosa inmediatamente.

Para soldar se deben tomar medidas extremas de precaución. En algunos casos será necesario para la unidad, vaciar los equipos e inertizarlos mediante nitrógeno, además antes de

proceder a soldar el equipo o tubería, estos deben ser aislados con tapas ciegas, comprobando el contenido en ácido sulfhídrico y gases de carácter explosivos.

En caso de fuego, se debe parar las bombas, si es posible. No se podrán abrir los drenajes ni los venteos durante un incendio.

19.2.4.- Riesgos eléctricos

Se define riesgo eléctrico como la posibilidad de que la corriente eléctrica circule a través del cuerpo humano. Las consecuencias sobre el cuerpo humano son muy diversas, desde un leve hormigueo hasta una fibrilación ventricular irreversible. Dichas consecuencias dependerán del tipo de corriente, la trayectoria de la corriente y la relación intensidad circulante/tiempo de paso.

El riesgo eléctrico está muy extendido en la unidad proyectada, ya que las bombas, compresores, controladores, etc. consumen energía, estando conectados al centro de control de motores, y un mal contacto puede ser fuente de un accidente.

Para evitar que se produzcan este tipo de accidentes se deben tomar las siguientes medidas:

- Medidas informativas, que adviertan sobre la posibilidad de riesgo, son el caso de las señales.
- Medidas de protección, tales como toma de tierra de los equipos mediante una conexión de muy baja resistencia eléctrica. En el caso de que se produzca un fallo en el equipo, la mayor parte de la intensidad derivará a tierra, debido a que ofrece mucha menor resistencia al paso de la corriente eléctrica que el cuerpo humano.

Otra medida de seguridad son los aislamientos de protección, es decir, todos los equipos se recubren con un aislamiento eléctrico suplementario que, en caso de fallo eléctrico, la carcasa del mismo queda sin tensión.

También es imprescindible el uso de tensiones de seguridad, se emplean voltajes pequeños, de forma que si hay un fallo eléctrico, la intensidad que circula por el cuerpo es muy pequeña y no causa daños.

19.3.- Protecciones colectivas

19.3.1.- Señalización

Se deberá utilizar una señalización a fin de:

- Llamar la atención de los trabajadores sobre la existencia de determinados riegos, prohibiciones u obligaciones.
- Alertar a los trabajadores cuando se produzca una determinada situación de emergencia que requiera medidas urgentes de protección o evacuación.
- Facilitar a los trabajadores la localización e identificación de determinados medios o instalaciones de protección, evacuación, emergencia o primeros auxilios.
- Orientar o guiar a los trabajadores que realicen determinadas maniobras peligrosas.

19.3.1.1.- Tipos de señales

- En forma de panel.

En el siguiente cuadro "*Tabla 10*" se expone el tipo de señal, así como su forma y color:

Tabla 10

Tipos de señal	*Forma*	*Color de fondo*	*Color de contraste*	*Color de símbolo*
Advertencia	Triangular	Amarillo	Negro	Negro
Prohibición	Redonda	Blanco	Rojo	Negro
Obligación	Redonda	Azul	-	Blanco
Relativas a lucha contra incendio	Rectangular o cuadrada	Rojo	-	Blanco
Salvamento o socorro	Rectangular o cuadrada	Verde	-	Blanco

- Cinta de señalización.

En caso de señalizar obstáculos, zonas de caída de objetos, caída de personas a distinto nivel, choques, golpes, etc., se señalizará con los paneles anteriormente descritos o bien se delimitará la zona de exposición al riesgo con cintas de tela o materiales plásticos con franjas alteradas oblicuas en color amarillo y negro, inclinadas 45°.

- Cinta de delimitación de zona de trabajo.

Las zonas de trabajo se delimitan con cintas de franjas alternas verticales de colores blancos y rojo.

19.3.2.- Iluminación

La iluminación del lugar de trabajo se llevará a cabo para el cumplimiento de los siguientes requisitos:

a) La iluminación de cada zona o parte de un lugar de trabajo deberá adaptarse a las características de la actividad que se efectúe en ella, teniendo en cuenta los riesgos para la seguridad y salud de los trabajadores dependientes de las condiciones de visibilidad y, las exigencias visuales de las tareas desarrolladas.

b) Siempre que sea posible, los lugares de trabajo tendrán una iluminación natural, que deberá complementarse con una iluminación artificial cuando la primera, por sí sola, no garantice las condiciones de visibilidad adecuadas. En tales casos se utilizará preferentemente la iluminación artificial general, complementada a su vez con una localizada cuando en zonas concretas se requieran niveles de iluminación elevados.

c) Los niveles mínimos de iluminación de los lugares de trabajo serán los establecidos en la siguiente tabla "*Tabla 11*":

Tabla 11

Zona o parte del lugar de trabajo (*)		*Nivel mínimo de iluminación (lux)*
Zonas donde se ejecuten tareas con:		
1)	Bajas exigencias visuales	100
2)	Exigencias visuales moderadas	200
3)	Exigencias visuales altas	500
4)	Exigencias visuales muy altas	1.000
Áreas o locales de uso ocasional		50
Áreas o locales de uso habitual		100
Vías de circulación de uso ocasional		25
Vías de circulación de uso habitual		50

(*) El nivel de iluminación de una zona en la que se ejecute una tarea se medirá a la altura donde ésta se realice; en el caso de zonas de uso general a 85 cm. Del suelo y en el de las vías de circulación a nivel del suelo.

Estos niveles mínimos deberán duplicarse cuando concurran las siguientes circunstancias:

- En las áreas o locales de uso general y en las vías de circulación, cuando por sus características, estado u ocupación, existan riesgos apreciables de caídas, choques u otros accidentes.

- En las zonas donde se efectúen tareas, cuando un error de apreciación visual durante la realización de las mismas pueda suponer un peligro para el trabajador que las ejecuta o para terceros o cuando el contraste de luminancias o de color entre el objeto a visualizar y el fondo sobre el que se encuentra sea muy débil.

No obstante lo señalado en los párrafos anteriores, estos límites no serán aplicables en aquellas actividades cuya naturaleza lo impida.

d) La iluminación de los lugares de trabajo deberá cumplir, además, en cuanto a su distribución y otras características, las siguientes condiciones:

- La distribución de los niveles de iluminación será lo más uniforme posible.

- Se procurará mantener unos niveles y contrastes de luminancia adecuados a las exigencias visuales de la tarea, evitando variaciones bruscas de luminancia dentro de la zona de operación y entre ésta y sus alrededores.

- Se evitarán los deslumbramientos directos producidos por la luz solar o por fuentes de luz artificial de alta luminancia. En ningún caso éstas se colocarán sin protección en el campo visual del trabajador.

- Se evitarán, asimismo, los deslumbramientos indirectos producidos por superficies reflectantes situadas en la zona de operación o sus proximidades.

- No se utilizarán sistemas o fuentes de luz que perjudiquen la percepción de los contrastes, de la profundidad o de la distancia entre objetos en la zona de trabajo, que produzcan una impresión visual de intermitencia o que puedan dar lugar a efectos estroboscópicos.

e) Los lugares de trabajo, o parte de los mismos, en los que un fallo del alumbrado normal suponga un riesgo para la seguridad de los trabajadores dispondrán de un alumbrado de emergencia de evacuación y de seguridad.

f) Los sistemas de iluminación utilizados no deben originar riesgos eléctricos, de incendio o de explosión, cumpliendo, a tal efecto, lo dispuesto en la normativa específica vigente.

19.4.- Equipos de protección individual

Se denomina un equipo de protección individual a cualquier equipo destinado a ser llevado o sujetado por el trabajador para que le proteja de uno o varios riesgos que puedan amenazar su seguridad o su salud, así como cualquier complemento o accesorio destinado a tal fin.

Los operarios de los equipos proyectados deben emplear los equipos de protección que a continuación se citan:

- Cascos de seguridad.
- Gafas de seguridad.
- Calzado de seguridad.
- Ropa de seguridad.

20.- ESTUDIO MEDIO AMBIENTAL

20.1.- Legislación aplicable

- Ley de Gestión Integrada de la Calidad – Ley 7/07 de 9 de julio de 2007.
- Real Decreto por el que se actualiza el catálogo de actividades potencialmente contaminadoras de la atmósfera y se establecen las disposiciones básicas para su aplicación – Real Decreto 100/11 de 28 de enero de 2011.
- Decreto por el que regula la calidad del medio ambiente atmosférico y crea el Registro de Sistemas de Evaluación de la Calidad del Aire en Andalucía - Decreto 239/11, de 12 de julio de 2011.
- Decreto por el que se aprueba el Reglamento de Protección contra la Contaminación Acústica en Andalucía- Decreto 326/2003, de 25 de noviembre.

20.2.- Emisiones atmosféricas

El diseño y el funcionamiento de la planta de absorción se ajustan a los requisitos del Real Decreto 100/2011 de 28 de enero y Decreto 239/2011 de 12 de junio.

Este Real Decreto establece las líneas generales de actuación del Gobierno y servicios especializados de la Administración Pública para prevenir, vigilar y corregir las situaciones de contaminación atmosférica, cualesquiera que sean las causas que la produzcan.

20.3.- Vertidos líquidos

La torre de absorción cuenta con sistemas de drenajes que verterán los residuos líquidos al sistema de drenaje de refinería, y que dependiendo del tipo de fluidos del que se trate, se dirigirá hacia un punto u otro para su adecuado tratamiento en la EDAR con la que se cuenta la refinería, o bien, se almacenará para su posterior tratamiento.

20.4.- Residuos Sólidos

Es necesario prevenir la producción de residuos, establecer el régimen jurídico de su producción y gestión y fomentar, por este orden, su reducción, su reutilización, reciclado y otras formas de valorización, así como regular los suelos contaminados, con la finalidad de proteger el medio ambiente y la salud de las personas.

En cuanto a los residuos inertes y los residuos urbanos, se tienen recortes de chapas, electrodos, varillas, etc. procedentes de las actividades de mantenimiento de las instalaciones sobre todo durante los periodos de montajes, paradas y reparaciones (Residuos Inertes Voluminosos) y también se generan restos de embalajes, plásticos, bolsas, palés y cajas procedentes del material empleado en el mantenimiento de las instalaciones.

Los residuos urbanos se recogerán en contenedores adecuados a este uso y posteriormente serán recogidos por una empresa autorizada por la refinería para su traslado al vertedero correspondiente.

Para todos estos residuos, la medida a tomar es el establecido a priori de cuales son los residuos peligrosos y cuales son inertes. Se procederá a una recogida periódica de los no reciclables por un gestor autorizado. Los materiales inertes serán enviados a una empresa destinada a su recogida. Los residuos deberán ser guardados en zonas habilitadas a tal fin y en contenedores adecuados.

Como medida preventiva, se mantendrá limpios el ambiente y el suelo de las instalaciones.

20.5.- Emisiones de ruido

El ruido emitido en la instalación debe cumplir en la Comunidad Andaluza con las condiciones marcadas por el Decreto 326/2003, de 25 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de Protección contra la Contaminación Acústica en Andalucía y con las Ordenanzas Municipales de San Roque.

Si se supera una transmisión total al exterior de 75 dB (en horario diurno de 7-23 h) en el exterior de las instalaciones, será necesario adoptar alguna medida correctora. Dicha medida de corrección consiste en instalar un dispositivo que aísle acústicamente la fuente de ruido.

20.6.- Emisión de olores

Como consecuencia de las actividades realizadas por la torre de absorción, se puede concluir que los únicos elementos que pueden generar olores son los vapores de gases ácidos que puedan evaporar debido a fallos o fisuras en algún equipo o conducción en la planta, y las producidas por los posibles derrames, para lo cual se deberá proceder a una limpieza regular de las instalaciones y se comprobará periódicamente el correcto sellado de los elementos estancos instalados.

20.7.- Impacto visual

El entorno visual de los alrededores corresponde al de una refinería con instalaciones de similares características por lo que no se produce ningún tipo de impacto visual.

22.- REFERENCIAS BILIOGRÁFICAS.

- Kenneth J. y el cuerpo de redactores de Chemical (1986) Bombas. Selección, uso y mantenimiento. Editorial McGraw-Hill.
- Martyn S. Ray, David W. Jonhston (1989) Chemical Engineering Design Project. A case Study Approach. Gordon and Breach Science Publishers.
- Stanley M. Walas (1999) Chemical Process Equipment, Selection and Design. Editorial Butterworth-Heinemann.
- Centro de Estudio de la Energía Compresores. Sistema de distribución de aire comprimido.
- Preparado por la división de Ingeniería de CRANE .Flujo de Fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. Editorial McGraw-Hill.
- O. Levenspiel (1993) Flujo de Fluidos e Intercambiador de Calor. Editorial Reverté.
- Marcilla Gomis (1990) Introducción a las operaciones de separación. Contacto continuo. Publicación de la Universidad de Alicante.
- Octave Levenspiel (1986) Ingeniería de las reacciones químicas.
- Douglas L. Erwin (2002) Industrial Chemical Process Design. McGraw-Hill, 2002.
- Eugene F. Megyesy (1992) Manual de Recipiente a Presión. Diseño y Cálculo. Editorial Limusa.
- Robert E. Treybal (1980) Operaciones de transferencia de masa. Editorial McGraw-Hill.
- McCabe-Smith-Harriot (2001) Operaciones unitarias en Ingeniería Química. Editorial McGraw-Hill.
- Robert H. Perry. Don W. Green (1999) Perry's Chemical Engineers' Handbook. Editorial McGraw-Hill.
- Enrique Parra Iglesias (2003) Petróleo y gas natural: Industria, mercados y precios. Editorial Akal economía actual.

- Donald R. Coughanowr (1991) Process Systems Analysis and Control. Editorial McGraw-Hill.
- P.Buthod & all (1999) Process Components Design. Universidad de Tulsa. Oklahoma.
- Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus (1991) Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Editorial McGraw-Hill.
- Donald Q. Kern (1965) Procesos de transferencia de Calor. Editorial CECSA.
- J. Geankoplis (1998) Proceso de transporte y Operaciones Unitarias. Editorial CECSA.
- Claire Soares (2002) Process Engineering Equipment Handbook. Editorial McGraw-Hill.
- J.H. Gary (1980) Refino de Petróleo. Editorial Reverté, S.A.
- J-P Wauquier (2004) El Refino del Petróleo. Petróleo Crudo, Productos Petrolíferos y Esquema de fabricación. Ediciones Díaz Santos, S.A.
- M. A. Ramos Carpio (1997) Refino del Petróleo, Gas Natural y Petroquímica. Impresión EFCA, S.A.
- Lyrons, W. y Plisga, G.J. (2005) Standard Handbook of Petroleum and Natural Gas Engineering. Burlington: Gulf Professional Library.
- Luis García Gutiérrez (1999) Válvulas de Control. AENOR.

DOCUMENTO II

MEMORIA DE CÁLCULO

Índice

1.- DISEÑO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN 5
1.1.- Cálculos hidráulicos 5
1.1.1.- Cálculo del diámetro de la columna 5
1.1.2.- Cálculo de la altura de relleno necesaria 9
1.1.3.- Cálculo del número de lechos. 22
1.2.- Cálculos mecánicos de la columna de absorción 23
1.2.1.- Cálculo de la presión de diseño 23
1.2.2.- Cálculo de la temperatura de diseño 23
1.2.3.- Cálculo del espesor mínimo de la pared 24
1.2.4.- Cálculo del espesor de la pared debido a la presión interna 25
1.2.5.- Diseño de los fondos, dimensiones y espesor 26
1.2.6.- Cálculo del peso de la columna 28
1.2.7.- Cálculo de las cargas debidas al viento 29
1.2.8.- Cálculo de las cargas debidas a seísmos. 32
1.2.9.- Cálculo del espesor del faldón 35
1.3.- Resumen del equipo C.A. 36
2.- DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN 37
2.1.- Cálculos hidráulicos 37
2.1.1.- Caracterización general de la columna, método FUG 37
2.1.2.- Cálculo del diámetro de la columna 48
2.1.3.- Verificación de funcionamiento, lloriqueo, arrastre e inundación 57
2.2.- Cálculos mecánicos de la columna de destilación 66
2.2.1.- Cálculo de la presión de diseño 66
2.2.2.- Cálculo de la temperatura de diseño 67
2.2.3.- Cálculo del espesor mínimo de la pared 67
2.2.4.- Cálculo del espesor de la pared debido a la presión interna 68
2.2.5.- Diseño de los fondos, dimensiones y espesor 69
2.2.6.- Cálculo del peso de la columna 71

2.2.7.- Cálculo de las cargas debidas al viento 73

2.2.8.- Cálculo de las cargas debidas a seísmos. 76

2.2.9.- Cálculo del espesor del faldón 78

2.3.- Resumen del equipo C.D. 79

2.4.- Diseño del botellón de reflujo 80

3.- DISEÑO DE LOS SEPARADORES GAS-LÍQUIDO 87

3.1.- Diseño del separador gas-líquido a alta presión, S-1 88

3.1.1.- Consideraciones de diseño 88

3.1.2.- Cálculos hidráulicos 89

3.1.3.- Cálculos mecánicos 91

3.1.4.- Resumen del equipo S-1 104

3.2.- Diseño del separador gas-líquido de baja presión, S-2 104

3.2.1.- Consideraciones de diseño 105

3.2.2.- Cálculos hidráulicos 106

3.2.3.- Cálculos mecánicos 107

3.2.4.- Resumen del equipo S-2 120

4.- DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR 121

4.1.- Cálculos del intercambiador de calor IC-1 123

4.1.1.- Cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica 124

4.1.2.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor 125

4.1.3.- Cálculo del calor transmitido 126

4.1.4.- Cálculo del caudal de agua de refrigeración 126

4.1.5.- Cálculo del área específica de intercambio 126

4.1.6.- Dimensionamiento del intercambiador 127

4.1.7.- Resumen del equipo “IC-1” 130

4.2.- Cálculos del intercambiador de calor IC-2 131

4.2.1.- Cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica 132

4.2.2.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor 132

4.2.3.- Cálculo del calor transmitido 134

4.2.4.- Cálculo del área específica de intercambio 134
4.2.5.- Dimensionamiento del intercambiador 135
4.2.6.- Resumen del equipo "IC-2" 138
4.3.- Cálculos del intercambiador de calor IC-3 138
4.3.1.- Cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica 140
4.3.2.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor 140
4.3.3.- Cálculo del calor transmitido 141
4.3.4.- Cálculo del caudal de agua de refrigeración 142
4.3.5.- Cálculo del área específica de intercambio 142
4.3.6.- Dimensionamiento del intercambiador 143
4.3.7.- Resumen del equipo "IC-3" 146
4.4.- Cálculos del intercambiador de calor IC-4 146
4.4.1.- Cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica 148
4.4.2.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor 148
4.4.3.- Cálculo del calor transmitido 149
4.4.4.- Cálculo del caudal de vapor de calefacción 150
4.4.5.- Cálculo del área específica de intercambio 150
4.4.6.- Dimensionamiento del intercambiador 151
4.4.7.- Resumen del equipo "IC-4" 154
5.- DISEÑO DE LAS BOMBAS 155
5.1.- Cálculos de la bomba P-1 157
5.2.- Cálculos de la bomba P-2 158
5.3.- Cálculos de la bomba P-3 160
5.4.- Cálculos de la bomba P-4 161
5.5.- Cálculos de la bomba P-5 163
6.- DISEÑO DEL COMPRESOR 165
7.- CÁLCULO DE LAS TUBERÍAS 168
7.1.- Cálculo del Tramo 1 172
7.2.- Cálculo del Tramo 2 175

7.3.- Cálculo del Tramo 3 178

7.4.- Cálculo del Tramo 4 181

7.5.- Cálculo del Tramo 5 184

7.6.- Cálculo del Tramo 6 187

7.7.- Cálculo del Tramo 7 190

7.8.- Resumen de tuberías 193

1.- DISEÑO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN

En este apartado de la memoria de cálculo se aborda con detalle cada uno de los procedimientos seguidos para el cálculo y dimensionamiento de la unidad principal del presente proyecto, la columna de absorción. Además de los procedimientos de cálculo numérico, se detallaran todas aquellas suposiciones y simplificaciones que se hayan tenido en cuenta para el correcto desarrollo de los mismos.

1.1.- Cálculos hidráulicos

A continuación se exponen los distintos procedimientos de cálculo llevados a cabo para el diseño hidráulico de la unidad denominada "Columna de Absorción".

1.1.1.- Cálculo del diámetro de la columna

Para la determinación del diámetro de la columna de absorción, se requieren determinados cálculos y expresiones matemáticas que dependen principalmente del tipo de relleno elegido así como de la caída de presión que experimenten los fluidos a su paso por esta unidad. Estos cálculos permitirán llegar a conocer la sección transversal necesaria, y por tanto el diámetro, para un correcto funcionamiento de la columna garantizando un adecuado contacto entre el líquido y el gas.

Como se acaba de comentar, será necesario calcular la caída de presión a lo largo de la columna, ya que es uno de los parámetros de los que depende directamente el diámetro. Para ello existen multitud de correlaciones expuestas en la bibliografía.

Una correlación ampliamente utilizada para el diseño de torres de relleno, y la seleccionada en este caso, es la que aparece recogida en "Perrys Chemical Engineers Handbook, 1999" y que se expone a continuación como "*Figura 1*". En este gráfico, denominado gráfico de Eckert y que es una correlación generalizada de inundación y caída de presión para torres de relleno, se muestra la caída de presión en función de un parámetro de flujo y un término D_A dependiente de los caudales de líquido y de gas, y de las densidades de los mismos.

El procedimiento a seguir es el siguiente:

En primer lugar, se calcula D_A mediante la siguiente expresión, cuyo valor se introduce en la gráfica en el eje de abscisa.

$$D_A = \frac{L}{G} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{1/2}$$

Figura 13

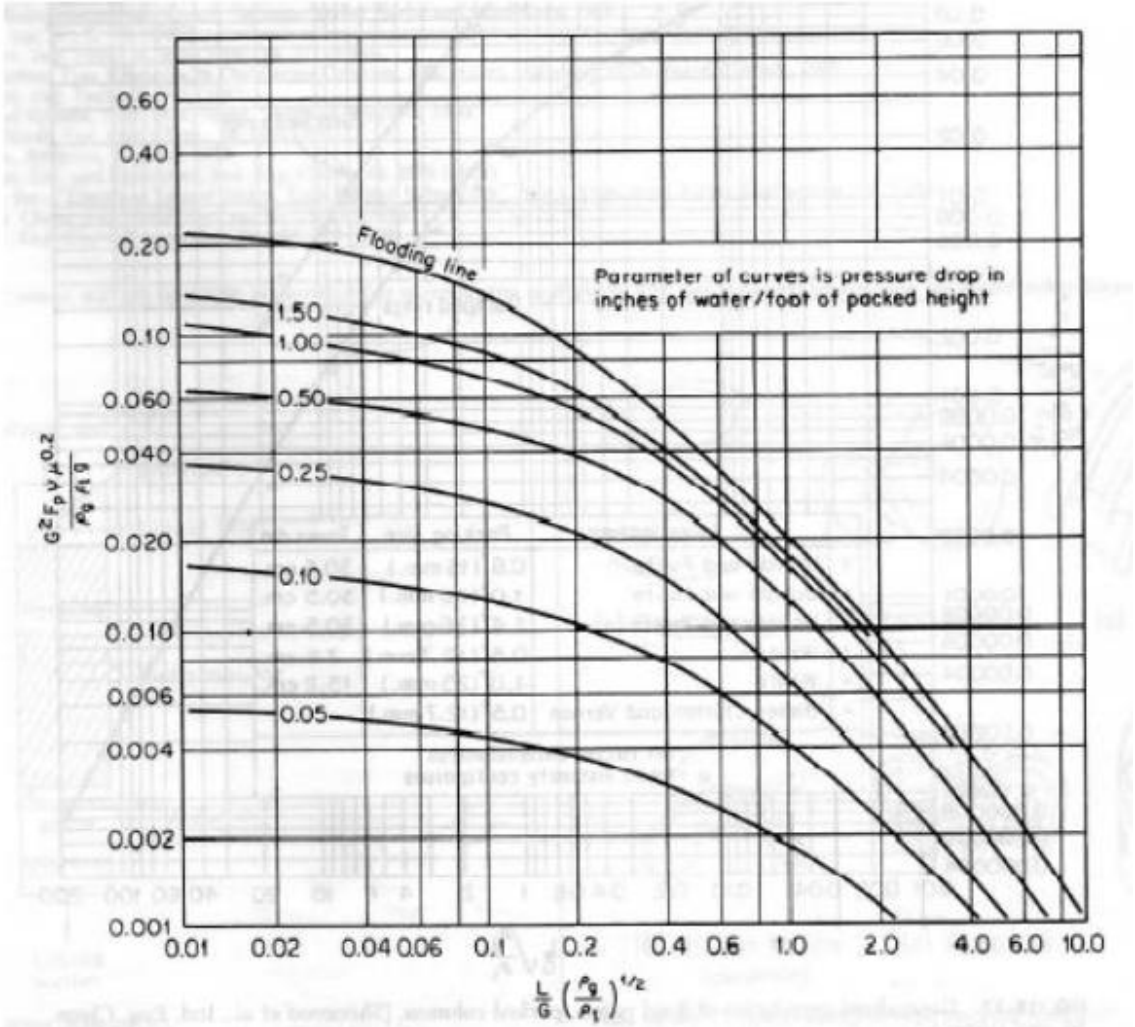


FIG. 18-38 Generalized flooding and pressure-drop correlation for packings. To convert inches of water per foot of packed height to millimeters of water per meter of packed height, multiply by 83.31. [*Eckert*, Chem. Eng. Prog., *66*(3), *39 (1970).*]

Donde:

L: velocidad másica del líquido (kg/m·s^2)

G: velocidad másica del gas (kg/m·s^2)

ρ_g: densidad de la corriente gaseosa (kg/m^3)

ρ_l: densidad de la corriente líquida (kg/m^3)

Desconocemos L y G, pero puesto que la sección transversal de paso que presenta la torre de absorción será la misma para ambos corrientes, la relación entre caudales másicos será equivalente a la relación entre velocidades másicas.

$$\frac{L}{G} = \frac{\frac{L1\left(\frac{kg}{s}\right)}{S(m^2)}}{\frac{G1\left(\frac{kg}{s}\right)}{S(m^2)}} = \frac{L1\left(\frac{kg}{s}\right) \cdot S(m^2)}{G1\left(\frac{kg}{s}\right) \cdot S(m^2)} = \frac{L1}{G1} = \frac{2{,}560}{0{,}745} = 3{,}492$$

Donde:

L1: caudal másico de líquido de entrada a la columna de absorción (kg/s)

G1: caudal másico de gas de entrada a la columna de absorción (kg/s)

S: sección transversal de paso de la columna de absorción (m^2)

En cuanto a los valores de las respectivas densidades del gas y del líquido, estos se han tomado directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4, obteniéndose los siguientes valores para las variables mencionadas:

ρ_g = 14,6 kg/m^3

ρ_l = 1.005,8 kg/m^3

De este modo, el parámetro de flujo D_A tomaría el siguiente valor:

$$D_A = \frac{L}{G} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{1/2} = 3{,}492 \cdot \left(\frac{14{,}6}{1.005{,}8}\right)^{1/2} = 0{,}42$$

Según la "*Figura 1*", con este valor del parámetro D_A, trazamos una línea vertical, paralela al eje de ordenada, hasta alcanzar la curva correspondiente a "0,05", desde donde se traza una línea horizontal cuya intersección con el eje de ordenada nos proporciona el siguiente valor de pérdida de carga:

$$\frac{G^2 \cdot F_p \cdot \Psi \cdot \mu^{0,2}}{\rho_g \cdot \rho_l \cdot g} \approx 0{,}0025$$

Donde:

F_P: factor dependiente del relleno (m^{-1})

Ψ: fracción de arrastre ($mol/mol_{Flujo\ Descendente}$)

μ: viscosidad de la corriente líquida (Pa·s)

g: aceleración de la gravedad (m/s^2)

Para simplificar esta expresión, conocemos que se cumple la siguiente correlación experimentalmente:

$$F_P \cdot \Psi = \frac{a_P}{\varepsilon^3}$$

Donde:

a_P: superficie específica del relleno (m^2/m^3)

ε: fracción de espacio disponible o porosidad

Cabe destacar que tanto el dato de la superficie específica "a_P" como el de la fracción de espacio disponible "ε" son facilitados por el fabricante del relleno.

$a_P = 427\ m^2/m^3$

$\varepsilon = 0{,}94$

Por lo que la expresión anterior quedaría de la siguiente forma:

$$\frac{G^2 \cdot F_p \cdot \Psi \cdot \mu^{0,2}}{\rho_g \cdot \rho_l \cdot g} = \frac{G^2 \cdot a_p \cdot \mu^{0,2}}{\rho_g \cdot \rho_l \cdot g \cdot \varepsilon^3} \approx 0{,}0025$$

De donde despejamos el valor de la velocidad másica de la corriente gaseosa "G", obteniendo la siguiente ecuación:

$$G = \left(\frac{0{,}0025 \cdot \rho_g \cdot \rho_l \cdot g \cdot \varepsilon^3}{a_p \cdot \mu^{0,2}}\right)^{1/2}$$

Donde sustituyendo los valores de las variables ya conocidas, obtenemos el siguiente valor de velocidad másica del gas "G":

El valor de la viscosidad del líquido se ha tomado directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$G = \left(\frac{0{,}0025 \cdot 14{,}6 \cdot 1.005{,}8 \cdot 9{,}807 \cdot 0{,}94^3}{427 \cdot (1{,}87 \cdot 10^{-3})^{0,2}}\right)^{1/2} = 1{,}568 \frac{kg}{s \cdot m^2}$$

Además, al haber seleccionado el valor de pérdida de carga correspondiente a la curva "0,05" conocemos según "Perrys Chemical Engineers Handbook, 1999" que la velocidad másica real o de operación del gas, será aproximadamente la mitad de la calculada con este método.

$$G_{op} \approx \frac{G}{2}$$

Además, la velocidad másica por definición, posee la siguiente expresión:

$$G_{op} = \frac{W_{m\,gas}}{S}$$

Donde:

$W_{m\,gas}$: caudal másico de gas (kg/s)

Combinando ambas ecuaciones:

$$\frac{G}{2} = \frac{W_{m\,gas}}{S}$$

Despejando la superficie "S" de la expresión anterior y sustituyendo los valores conocidos de las variables correspondientes, obtenemos el siguiente resultado:

$$S = \frac{2 \cdot W_{m\,gas}}{G} = \frac{2 \cdot 0{,}745}{1{,}568} = 0{,}950\ m^2$$

Además, conocemos que la relación de la sección transversal "S" con del diámetro de la unidad "D" viene dada por la siguiente expresión:

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

De donde se puede despejar directamente el diámetro de la unidad "D" dejándolo en función exclusiva de la sección transversal "S", ya conocida, obteniendo el siguiente valor.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0{,}950}{\pi}} = 1{,}10 \approx 1{,}50\ m$$

Este método estimativo para el cálculo del diámetro de la torre de absorción da como resultado un diámetro de un metro y diez centímetros 1,10m, pero puesto que los diámetros de los recipientes a presión se encuentran normalizados según se expone en "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", este se aproxima al diámetro normalizado inmediatamente superior, obteniendo un diámetro real de un metro y cincuenta centímetros 1,50m.

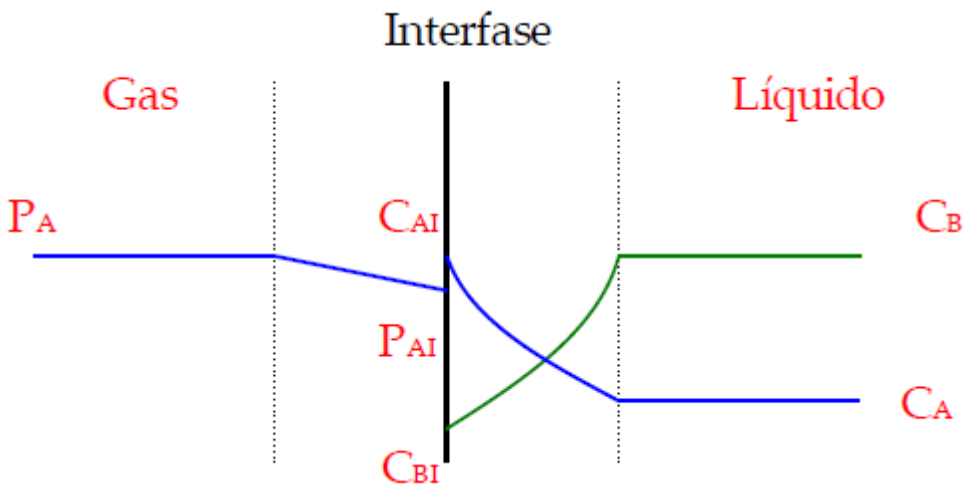
1.1.2.- Cálculo de la altura de relleno necesaria

Para poder calcular la altura de relleno necesaria para que la solución de amina elimine la cantidad de ácido sulfhídrico (H_2S) requerida de la corriente de gas ácido, primero es imperante identificar el tipo de reacción que se llevará a cabo entre la amina (DEA) y el ácido sulfhídrico (H_2S), así como definir y cuantificar los mecanismos de transferencia de materia que han de producirse antes de que pueda llevarse a cabo la reacción.

El sistema es heterogéneo, ya que coexisten una fase líquida y una fase gaseosa, por lo que la reacción estarán involucrados el reactivo A (H_2S) presente en la fase gaseosa (gas ácido) y el reactivo B (DEA) presente en la fase líquida (amina más agua). Se considera que A es soluble en el líquido pero que, por el contrario, B no es soluble en el gas. Por lo tanto para que tenga lugar la reacción química, el reactivo A deberá moverse hasta la interfase entre ambos fluidos y eventualmente penetrar en el líquido, llevándose la reacción química a cabo en el líquido o bien en la interfase, pero nunca en el gas. Esto implica que para evaluar la velocidad global del proceso deberá tenerse en cuenta el transporte de materia además de la velocidad de reacción química.

Teniendo en cuenta toda esta información, nos encontramos en el típico caso de aplicación de la teoría de la doble película. En la que se tendría una película gaseosa, existente entre el seno del gas y la interfase, y otra película líquida, presente entre el seno del líquido y la interfase, de forma que sendas películas ejercen una resistencia al transporte de materia a través de ellas. Esta teoría se esquematiza en la "*Figura 2*".

Figura 14



Para la determinación del tipo de reacción que tiene lugar en la torre de absorción, se calcularán dos coeficientes, el Módulo de Hatta (M_H) y el factor de crecimiento (E), a partir de cuyos valores, y con ayuda de la "*Figura 3*", se definirá el tipo de reacción.

Una vez determinado el tipo de reacción y los valores de los dos coeficientes anteriores (M_H y E), se calculará el coeficiente global de transferencia de materia del reactivo A (H_2S) a través de la fase gaseosa "k_{AG}", que es el dato imprescindible del que depende directamente la altura de la torre.

Para evaluar el tipo de reacción que se llevará a cabo, partimos de la siguiente reacción simplificada:

$$aA(g \rightarrow l) + bB(l) \quad \rightarrow \quad P$$

Donde se está indicando que el reactivo A (H_2S) está presente en la corriente gaseosa y debe difundir hacia el líquido (agua + DEA) para reaccionar con el reactivo B (DEA) que está presente en el líquido.

Correspondería a la reacción química real:

$$H_2S\ (l \rightarrow g) + (HOCH_2CH_2)_2NH\ (l) \quad \rightarrow \quad (HOCH_2CH_2)_2NH_2SH$$

La reacción química ocurre en el líquido o bien en la interfase, dependiendo de la relación de las distintas resistencias involucradas.

Según postula la teoría de la doble película, los reactivos “A” y “B” experimentan un descenso lineal en su concentración al atravesar las películas tanto líquida como gaseosa, de tal forma, que dicho descenso, vendrá dado por las siguientes expresiones:

- Velocidad de transferencia del reactivo "A" en la película gaseosa:

$$(-r_A)" = k_{AG} \cdot (P_A - P_{AI})$$

Donde:

$(-r_A)"$: Velocidad de transferencia del reactivo "A" en la película gaseosa por unidad de superficie de la interfase
P_A: Presión parcial del reactivo "A" en la fase gaseosa
P_{AI}: Presión parcial del reactivo "A" en la interfase gas-líquido

- Velocidad de la reacción química:

$$(-r_A)" = k \cdot C_A \cdot C_B$$

Donde:

$(-r_A)"$: Velocidad de reacción por unidad de superficie de la interfase
C_A y C_B: Concentraciones de los reactivos "A" (en el seno del gas) y "B" (en el seno de líquido) respectivamente
k: Constante cinética a una determinada temperatura

- Velocidad de transferencia de los reactivos "A" y "B" en la película líquida:

$$(-r_A)" = k_{AL} \cdot (C_{AI} - C_A)$$

$$(-r_B)" = k_{BL} \cdot (C_B - C_{BI})$$

Donde:

$(-r_A)"$ y $(-r_B)"$: Velocidades de transferencia de los reactivos "A" y "B" respectivamente, en la película líquida por unidad de superficie de la interfase

k_{AL} y k_{BL}: Coeficientes de transferencia de materia en la película líquida para los reactivos "A" y "B" respectivamente

C_{AI} y C_{BI}: Concentraciones de los reactivos "A" y "B" en la interfase

La velocidad global del proceso está determinada por las velocidades de transferencia de materia en el gas y en el líquido y por la velocidad de reacción química. Combinando las expresiones anteriores de $(-r_A)"$, de tal forma que en estado estacionario la velocidad de trasferencia de materia debe ser única, y teniendo en cuenta la Ley de Henry:

$$P_{AI} = H_A \cdot C_{AI}$$

Donde:

H_A: Constante de Henry

Se pueden eliminar los valores desconocidos de la interfase, obteniéndose la siguiente expresión:

Velocidad global:

$$(-r_A)"_{GLOBAL} = (-r_A)"_{Película\ Gasesa} + (-r_A)"_{Película\ Líquida} + (-r_A)"_{Reacción\ Química}$$

Que aplicando la ley de Henry y operando debidamente:

$$(-r_A)"_{GLOBAL} = \frac{P_A}{\frac{1}{k_{AG}} + \frac{H_A}{K_{AL} \cdot E} + \frac{H_A}{k \cdot C_B}}$$

Donde como ya se ha comentado anteriormente, "E" es el denominado factor de crecimiento, también conocido como factor de mejora.

Dicho factor se define como el cociente entre la velocidad de absorción considerando la reacción instantánea y velocidad de absorción cuando no existe reacción química:

Factor de crecimiento o de mejora:

$$E_i = \frac{(velocidad\ de\ absorción\ con\ reacción\ instantanea)}{(velocidad\ de\ absorción\ sin\ reacción)} = 1 + \frac{D_{BL} \cdot C_B}{b \cdot D_{AL} \cdot C_{AI}}$$

Donde:

D_{BL}: difusividad del reactivo "B" en la fase líquida (m^2/s)
D_{AL}: difusividad del reactivo "A" en la fase líquida (m^2/s)

En cuanto al otro factor que nos atañe, el módulo de Hatta, se obtiene a partir de su cuadrado, que se define como el cociente entre la máxima conversión posible en la película y la máxima velocidad de transporte a través de la película, siendo su expresión la que sigue:

$$M_H{}^2 = \frac{(máxima\ conversión\ posible\ en\ película)}{(máxima\ velocidad\ de\ transporte\ a\ través\ de\ la\ película)} = \frac{k \cdot D_{AL} \cdot C_B}{k_{AL}{}^2}$$

De este modo, para el cálculo del módulo de Hatta, será necesaria la determinación previa de los parámetros presentes en la expresión anterior.

Así, procedemos al cálculo de la difusividad del reactivo "A" en la fase líquida, cuyo valor se estimará siguiendo el método de Takahashi expuesto en "Perrys Chemical Engineers Handbook, 1999", para el que será necesaria la difusividad de "A" en el líquido calculada mediante el método de Fuller, expuesto en la misma fuente bibliográfica.

- Método de Takahashi:

$$D_{12} = 1{,}013 \cdot 10^5 \cdot \frac{D'_{12}}{P} \cdot (D_{12} \cdot P)_R \cdot \left(1 - A \cdot T_r{}^{-B}\right) \cdot \left(1 - C \cdot T_r{}^{-E}\right)$$

Donde:

D_{12}: D_{AL}
Tr: temperatura reducida (K)
P: presión (Pa)
$(D_{12} \cdot P)_R$, A, B, C y E: viene dado por la "*Tabla 1*"

Además, necesitamos conocer la presión reducida y la temperatura reducida, que son función de la presión y la temperatura de operación, así como de la presión crítica y la temperatura crítica respectivamente de la forma que se muestra a continuación:

$$P_r = \frac{P}{P_c} = \frac{6.894{,}76}{9.000} = 0{,}77 \approx 0{,}8$$

Tabla 12

TABLE 2-401 Parameters for Eq. (2-153)

P_r	$(D_{12}P)_R$	A	B	C	E
0.1	1.01	0.38042	1.52267	0.0	
0.2	1.01	0.067433	2.16794	0.0	
0.3	1.01	0.098371	2.42910	0.0	
0.4	1.01	0.137610	2.77605	0.0	
0.5	1.01	0.175081	2.98256	0.0	
0.6	1.01	0.216376	3.11384	0.0	
0.8	1.01	0.314051	0.50264	0.0	
1.0	1.02	0.385736	3.07773	0.141211	13.45454
1.2	1.02	0.514553	3.54744	0.278407	14.00000
1.4	1.02	0.599184	3.61216	0.372683	10.00900
1.6	1.02	0.557725	3.41882	0.504894	8.57519
1.8	1.03	0.593007	3.18415	0.678469	10.37483
2.0	1.03	0.696001	3.3760	0.0665702	11.21674
2.5	1.04	0.790770	3.27984	0.0	
3.0	1.05	0.502100	2.39031	0.602907	6.19043
4.0	1.06	0.837452	3.23513	0.0	
5.0	1.07	0.890390	3.13001	0.0	

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{305{,}37}{373{,}1} = 0{,}82$$

Los datos de las variables críticas se han tomado directamente de la biblioteca de datos termodinámicos del software de simulación Aspen Plus V8.4.

Conocemos los valores de todos los parámetros que intervienen en la ecuación de Takahashi exceptuando el término D_{12}', que es el valor de la difusividad del reactivo "A" calculado según el método de Fuller.

- Método de Fuller

$$D'_{12} = \frac{0{,}1013 \cdot T^{1{,}75} \cdot \left(\frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_2}\right)^{0{,}5}}{P \cdot [(\sum v_1)^{1/3} + (\sum v_2)^{1/3}]^2}$$

Para el cálculo del denominador de esta expresión se utilizará el método aproximado de contribución de grupos, tomando los valores de la siguiente tabla "*Tabla 2*", de forma que se obtiene el siguiente resultado:

$$D'_{12} = \frac{0{,}1013 \cdot 305{,}37^{1{,}75} \cdot \left(\frac{1}{34{,}1} + \frac{1}{18{,}02}\right)^{0{,}5}}{6{,}90 \cdot 10^6 \cdot [(20{,}96)^{1/3} + (9{,}44)^{1/3}]^2} = 4{,}024 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s}$$

Tabla 13

Atomic and structural diffusion-volume increments ν

C	16.5	Cl	(19.5)
H	1.98	S	(17.0)
O	5.481	Aromatic ring	–20.2
N	(5.69)	Heterocyclic ring	–20.2

Diffusion volumes for simple molecules

H_2	7.07	CO	18.9
D_2	6.70	CO_2	26.9
He	2.88	N_2O	35.9
N_2	17.9	NH_3	14.9
O_2	16.6	H_2O	12.7
Air	20.1	CCl_2F_2	(114.8)
Ar	16.1	SF_6	(69.7)
Kr	22.8	CI_2	(37.7)
Xe	(37.9)	Br_2	(67.2)
		SO_2	(41.1)

Conociendo los valores de las variables reducidas y el de la presión de operación, obteniendo el resto de coeficientes de la "*Tabla 1*", y aplicando el valor obtenido para la difusividad de Fuller, se obtiene el siguiente resultado para la difusividad del reactivo "A" en el líquido según el método estimativo de Takahashi.

$$D_{AL} = D_{12} = 1{,}013 \cdot 10^5 \cdot \frac{4{,}024 \cdot 10^{-6}}{6{,}90 \cdot 10^6} \cdot 1{,}01 \cdot (1 - 0{,}314051 \cdot 0{,}82^{-0{,}50264}) = 3{,}90 \cdot 10^{-8}$$

Para el cálculo del módulo de Hatta todavía desconocemos el valor de la variable "C_B", que se ha calculado de la siguiente forma:

$$C_B\left(\frac{kmol}{m^3}\right) = \frac{W_m\left(\frac{mol_{DEA}}{s}\right) \cdot \frac{3600(s)}{1(h)} \cdot \frac{1(kmol)}{1000(mol)}}{Q_v\left(\frac{m^3}{h}\right)} = \frac{7{,}48 \cdot 3{,}6}{9{,}90} = 2{,}72\,\frac{kmol}{m^3}$$

Los valores de las variables que faltan por cuantificar para el cálculo del módulo de Hatta, se han obtenido de diversas fuentes bibliográficas.

Teniendo este valor de la difusividad, ya podemos calcular el módulo de Hatta, obteniendo un valor del mismo de:

$$M_H{}^2 = \frac{k \cdot D_{AL} \cdot C_B}{k_{AL}{}^2}$$

$$M_H = \sqrt{\frac{k \cdot D_{AL} \cdot C_B}{{k_{AL}}^2}} = \sqrt{\frac{9{,}05 \cdot 10^4 \cdot 3{,}90 \cdot 10^{-8} \cdot 2{,}72}{(1{,}20 \cdot 10^{-3})^2}} = 83{,}64$$

Al obtener un valor del módulo de Hatta tan alto, quiere decir que la reacción química tiene mucho más peso que la transferencia de materia, pudiéndose considerar que la reacción es infinitamente rápida. Este hecho se corroborará a continuación con el cálculo del factor de mejora.

Para proceder al cálculo del factor de mejora, disponemos de todos los datos necesarios exceptuando el de la difusividad del reactivo "B" en el líquido y la concentración del reactivo "A" en la interfase, por lo que habrán de ser calculados.

Para el cálculo de la concentración de "A" en la interfase se ha utilizado la ley de Henry de la siguiente forma:

$$P_A = H_A \cdot C_A$$

En la interfase:

$$P_{Ai} = H_A \cdot C_{Ai}$$

Despejando H_A:

$$H_A = \frac{P_A}{C_A}$$

Sabiendo que P_A es la presión parcial del reactivo "A" y que C_A es la concentración del reactivo "A", para el instante en el que la corriente gaseosa (en la que se encuentra el reactivo "A" H_2S) entra en la columna de absorción se pueden calcular estos valores.

$$C_A\left(\frac{kmol}{m^3}\right) = \frac{W_m\left(\frac{mol_{H2S}}{s}\right) \cdot \frac{3600(s)}{1(h)} \cdot \frac{1(kmol)}{1000(mol)}}{Q_v\left(\frac{m^3}{h}\right)} = \frac{6{,}92 \cdot 3{,}6}{14{,}97} = 1{,}66\,\frac{kmol}{m^3}$$

$$P_A(Pa) = P(Pa) \cdot x_{H2S}\left(\frac{mol}{mol}\right) = 6{,}895 \cdot 10^6(Pa) \cdot 0{,}0536\left(\frac{mol}{mol}\right) = 3{,}65\ Pa$$

$$H_A = \frac{P_A}{C_A} = \frac{3{,}65}{1{,}66} = 2{,}193\,\frac{Pa \cdot m^3}{kmol}$$

Partiendo de la expresión de la Ley de Henry en la interfase:

$$P_{Ai} = H_A \cdot C_{Ai}$$

Y despejando la concentración C_{Ai} obtenemos:

$$C_{Ai} = \frac{P_{Ai}}{H_A}$$

Puesto que podemos calcular el valor de la presión parcial de "A" en cabeza y cola de columna:

$$P_{Ai-Cabeza}(Pa) = P_{Cabeza}(Pa) \cdot x_{H2S}\left(\frac{mol}{mol}\right) = 6{,}86 \cdot 10^6(Pa) \cdot 0{,}006\left(\frac{mol}{mol}\right) = 0{,}401\ Pa$$

$$C_{Ai-Cabeza} = \frac{P_{Ai-Cabeza}}{H_A} = \frac{0{,}401}{2{,}193} = 0{,}183\,\frac{kmol}{m^3}$$

$$P_{A-Cola}(Pa) = P_{Cola}(Pa) \cdot x_{H2S}\left(\frac{mol}{mol}\right) = 6{,}895 \cdot 10^6(Pa) \cdot 0{,}0536\left(\frac{mol}{mol}\right) = 3{,}65\ Pa$$

$$C_{Ai-Cola} = \frac{P_{Ai-Cola}}{H_A} = \frac{3{,}65}{2{,}193} = 1{,}665\,\frac{kmol}{m^3}$$

Teniendo esto en cuenta, obtendremos un valor del factor de mejora para cabeza de columna y otro para cola.

Ahora es necesario calcular la difusividad del reactivo "B" en el líquido. Para ello se ha seguido el procedimiento de cálculo numérico establecido por el método de Wilke & Chang, expuesto en "Perrys Chemical Engineers Handbook, 1999".

- Método de Wilke & Chang.

$$D_{12} = 1{,}1728 \cdot 10^{-16} \cdot \frac{T \cdot (\chi_2 \cdot M_2)^{1/2}}{\mu_2 \cdot {V_1}^{0{,}6}}$$

Donde:

D_{12}: D_{BL}

χ_2: parámetro asociado al líquido (2,6 para el agua según "Perrys Chemical Engineers Handbook, 1999")

V_1: volumen molar del reactivo "B"

μ_2: viscosidad del líquido

Los valores de la viscosidad del líquido y del volumen molar se han obtenido directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

De este modo:

$$D_{BL} = D_{12} = 1{,}1728 \cdot 10^{-16} \cdot \frac{316{,}48 \cdot (2{,}6 \cdot 18{,}016)^{1/2}}{6{,}3 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}018^{0{,}6}} = 4{,}47 \cdot 10^{-9} \frac{m^2}{s}$$

Conociendo este valor de difusividad ya disponemos de todos datos necesarios para el cálculo del factor de mejora.

$$E_i = 1 + \frac{D_B \cdot C_B}{b \cdot D_A \cdot C_{Ai}}$$

Donde:

b: coeficiente de flujo, que para disolventes orgánicos (DEA) toma el valor de $b = 2 \cdot 10^{-4}$ según "Perrys Chemical Engineers Handbook, 1999"

$$E_{i-Cabeza} = 1 + \frac{4{,}47 \cdot 10^{-9} \cdot 2{,}72}{0{,}0002 \cdot 3{,}90 \cdot 10^{-8} \cdot 0{,}183} = 8.528{,}35$$

$$E_{i-Cola} = 1 + \frac{4{,}47 \cdot 10^{-9} \cdot 2{,}72}{0{,}0002 \cdot 3{,}90 \cdot 10^{-8} \cdot 1{,}665} = 938{,}16$$

Con el valor del módulo de Hatta obtenido anteriormente de ochenta y tres con sesenta y cuatro 83,64, y con los valores de los factores de mejora para cabeza y cola de columna recientemente calculados, podemos recurrir a la siguiente gráfica "*Figura 3*" con el fin de identificar el tipo de reacción que en teoría se lleva a cabo en la columna de absorción.

Según la "*Figura 3*" nos encontramos en la zona superior izquierda, por lo que si el factor de mejora E es más de cinco veces superior al módulo de Hatta M_H, la reacción será de pseudo primer orden y tendrá lugar en la interfase.

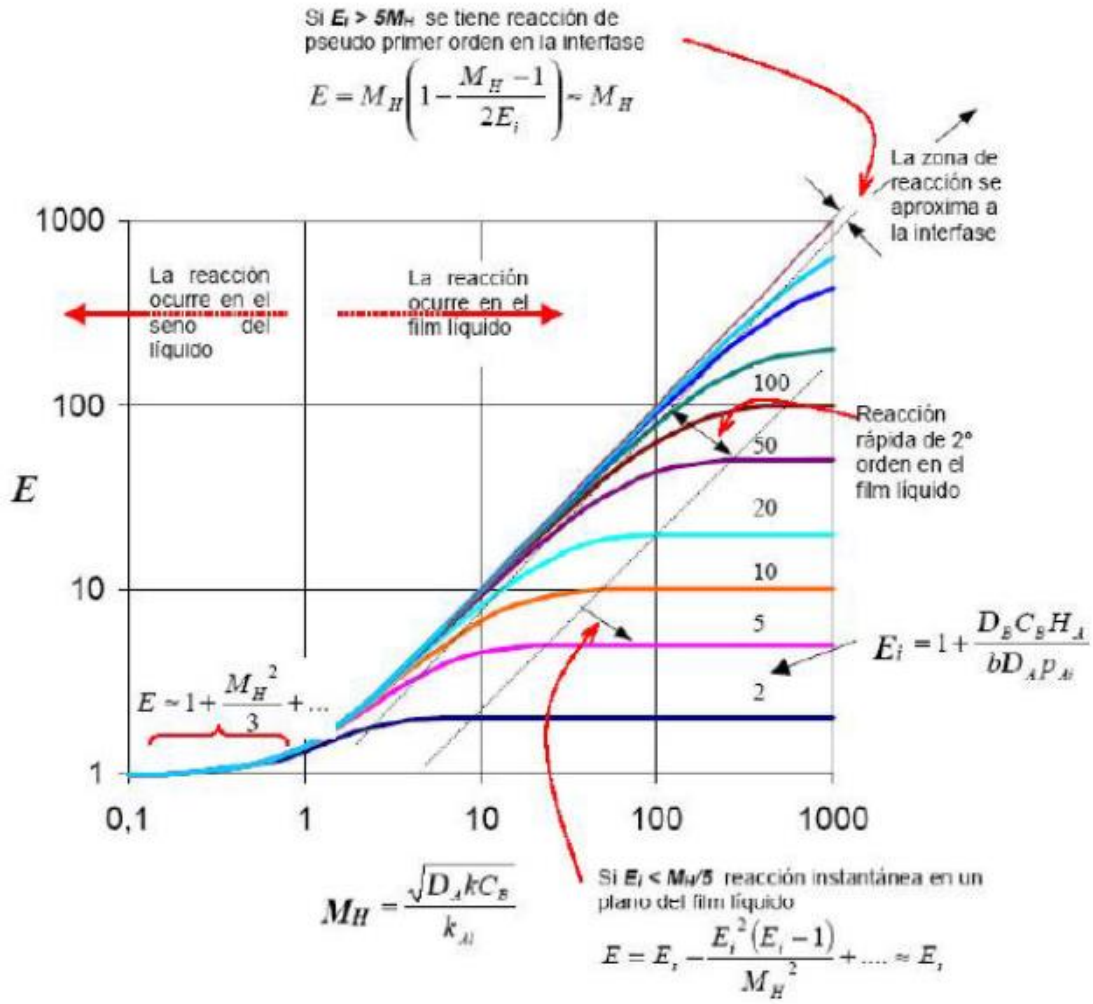
$$5 \cdot M_H = 418{,}2 < E_{i-Cola} = 938{,}2 < E_{i-Cabeza} = 8.528{,}35$$

Independientemente del valor del factor de mejora que tomemos, tanto cabeza, como cola, obtenemos el mismo tipo de reacción, siendo esta una reacción de pseudo primer orden que tiene lugar en la interfase, verificando la hipótesis hecha anteriormente al obtener el valor del módulo de Hatta.

Como medida de seguridad, y para comprobar la veracidad de los cálculos, se comprueba la suposición descrita en la "*Figura 3*".

$$E = M_H \cdot \left(1 - \frac{M_H - 1}{2 \cdot E_i}\right) = 79{,}96 \approx M_H = 83{,}63$$

Figura 15



De esta forma, quedan verificados los cálculos anteriores, quedando definida definitivamente la reacción como una reacción química de pseudo primer orden que tiene lugar en la interfase gas-líquido, es decir, es infinitamente rápida.

Una vez establecido el tipo de reacción que tiene lugar, puede comenzarse el cálculo de la altura del lecho necesaria.

Partiendo de la ecuación de velocidad global del proceso.

$$(-r_A)"_{GLOBAL} = \frac{P_A}{\frac{1}{k_{AG}} + \frac{H_A}{K_{AL}\cdot E} + \frac{H_A}{k\cdot C_B}}$$

Donde cada sumando del denominador representa una resistencia determinada.

De este modo:

- Resistencia a la transferencia de materia opuesta por la película gaseosa:

$$\frac{1}{k_{AG}} = \frac{1}{5{,}17 \cdot 10^{-3}} = 193{,}43 \ \frac{m^2 \cdot s \cdot atm}{kmol}$$

Dónde según fuentes bibliográficas, k_{AG} toma el siguiente valor: $k_{AG} = 5{,}17 \cdot 10^{-3}$

- Resistencia opuesta por la película líquida:

$$\frac{H_A}{K_{AL} \cdot E} = \frac{2{,}193}{1{,}2 \cdot 10^{-3} \cdot 79{,}96} = 22{,}86 \frac{m^2 \cdot s \cdot atm}{kmol}$$

- Resistencia por reacción química:

$$\frac{H_A}{k \cdot C_B} = \frac{2{,}193}{9{,}5 \cdot 10^4 \cdot 2{,}72} = 8{,}49 \cdot 10^{-6} \frac{m^2 \cdot s \cdot atm}{kmol}$$

Se supondrán despreciables las resistencias ejercidas por la reacción química y por la película líquida, aunque esta última realmente no lo sea. En caso de que no exista una gran discrepancia entre la altura obtenida y la proporcionada por el software de simulación Aspen Plus V8.4, esta última suposición se considerará acertada.

La ecuación de la velocidad global quedaría de la siguiente forma:

$$(-r_A)"_{GLOBAL} = (-r_A)"_{Película\ Gasesa} = k_{AG} \cdot P_A$$

Para la determinación de la altura de la torre tendremos que valernos a su vez del balance de materia a un elemento diferencial de volumen.

$$G \cdot d(Y_A) = (-r_A)^{IV} \cdot d(V_r)$$

Donde:

Y_A: A/Inerte (mol/mol)

Esta relación de moles Y_A puede expresarse en función de las presiones parciales de "A" e "I", siendo "I" los moles de inerte, en este caso agua, de la siguiente forma:

$$d(Y_A) = d\left(\frac{P_A}{P_I}\right)$$

Derivando esta última expresión:

$$d(Y_A) = d\left(\frac{P_A}{P_I}\right) = \frac{d(P_A) \cdot P_I - d(P_I) \cdot P_A}{{P_I}^2}$$

Además, conocemos que la suma de ambas presiones, ha de ser la presión total:

$$P_T = P_A + P_I$$

Derivando esta expresión y despejando:

$$d(P_A) = -d(P_I)$$

Sustituyendo, la expresión anterior quedaría del siguiente modo:

$$d(Y_A) = \frac{d(P_A) \cdot (P_T - P_A) + d(P_A) \cdot P_A}{(P_T - P_A)^2}$$

$$d(Y_A) = \frac{P_T \cdot d(P_A) - P_A \cdot d(P_A) + P_A \cdot d(P_A)}{(P_T - P_A)^2} = \frac{P_T}{(P_T - P_A)^2} \cdot d(P_A)$$

Puesto que la presión parcial de "A" presenta un valor bajo en relación a la presión total, podemos aplicar la siguiente simplificación:

$$P_T - P_A \approx P_T$$

Por tanto, la expresión de "d(Y_A)" anterior quedaría de la siguiente forma:

$$d(Y_A) = \frac{P_T}{{P_T}^2} \cdot d(P_A) = \frac{d(P_A)}{P_T}$$

Sustituyendo en la ecuación principal:

$$G \cdot \frac{d(P_A)}{P_T} = (-r_A)^{IV} \cdot d(V_r) = a \cdot (-r_A)" \cdot d(V_r)$$

Despejando:

$$d(V_r) = \frac{G}{P_T \cdot a \cdot (-r_A)"} \cdot d(P_A)$$

Integrando esta nueva expresión:

$$V_r = \int_{P_{A1}}^{P_{A2}} \frac{G}{P_T \cdot a \cdot (-r_A)"} \cdot d(P_A) = \int_{P_{A1}}^{P_{A2}} \frac{G}{P_T \cdot a \cdot k_{AG} \cdot P_A} \cdot d(P_A)$$

$$V_r = \frac{G}{P_T \cdot a \cdot k_{AG}} \cdot \int_{P_{A1}}^{P_{A2}} \frac{d(P_A)}{P_A} = \frac{G}{P_T \cdot a \cdot k_{AG}} \cdot \ln \frac{P_{A2}}{P_{A1}}$$

Además, conocemos que el volumen es el producto de la sección por la altura:

$$h \cdot S = \frac{G}{P_T \cdot a \cdot k_{AG}} \cdot \ln \frac{P_{A2}}{P_{A1}}$$

Despejando la altura:

$$h = \frac{G}{S \cdot P_T \cdot a \cdot k_{AG}} \cdot \ln \frac{P_{A2}}{P_{A1}}$$

$$h = \frac{1{,}568 \left(\frac{kg}{s \cdot m^2}\right)}{0{,}95(m^2) \cdot 68{,}05(atm) \cdot 5{,}17 \cdot 10^{-3} \left(\frac{kmol}{m^2 \cdot s \cdot atm}\right)} \cdot \ln \frac{3{,}650}{0{,}401} = 10{,}37m \approx 10{,}5m$$

Al igual que sucede con el diámetro, las alturas de los recipientes a presión, se encuentran normalizadas, según consta en "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", por lo que la altura calculada de diez metros y treinta y siete centímetros 10,37m se ha aproximado al valor normalizado inmediatamente superior, que en este caso es diez metros y cincuenta centímetros 10,50m.

1.1.3.- Cálculo del número de lechos.

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", la altura del lecho no debe rebasar bajo ningún concepto los seis metros y diez centímetros 6,1m, con el fin de evitar la rotura por aplastamiento de los componentes del lecho y cargas excesivas sobre los soportes de dicho lecho.

De este modo, se ha optado por la siguiente disposición:

La columna de absorción constará de dos lechos separados una distancia de un metro 1m, el uno del otro, midiendo cada uno de ellos cinco metros y veinticinco centímetros 5,25m, de altura.

Añadiendo la distancia de separación entre lechos, que es de un metro 1m, la distancia necesaria en cabeza de columna para la correcta disposición de los difusores que rocían la disolución de amina pobre, que es de un metro 1m, y la distancia necesaria en colas para la recolección de la disolución de amina rica, que también es de un metro 1m, obtenemos la siguiente altura para la torre de absorción.

$$h = 2 \cdot 5{,}25 + 1 + 1 + 1 = 13{,}5\ m$$

La altura total de la torre de absorción es de trece metros y cincuenta centímetros 13,50m.

A esta altura habrá que sumarle posteriormente el radio de los fondos con el fin de obtener la altura total de la torre de absorción.

1.2.- Cálculos mecánicos de la columna de absorción

En este apartado se aborda el cálculo de los distintos datos de diseño que junto con los resultados de los cálculos hidráulicos, serán necesarios para el correcto montaje de este equipo.

Como nota a tener en cuenta, debido a la naturaleza del producto con el que opera, será necesario un tratamiento térmico una vez realizadas las soldaduras. Además el código de diseño por el que se rigen los cálculos que a continuación son mostrados es el "Código ASME, Sección VIII, División 1".

1.2.1.- Cálculo de la presión de diseño

Es la presión que se requiere en el proceso del que forma parte el recipiente, a la cual trabaja normalmente este. Como medida de seguridad y tal y como se plasma en el "Código ASME, Sección VIII, División I", esta presión de diseño ha de ser siempre mayor a la presión máxima de servicio.

Como norma general, según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", este requisito se satisface utilizando una presión de diseño 30 lb/in^2 o 10% más que la presión de trabajo, la que sea mayor.

$$\mathrm{P_{máx\,TRABAJO}} = 1.000\ \mathrm{psi} = 6.894{,}76\ \mathrm{kPa}$$

$$10\%\mathrm{P_{max\,TRABAJO}} = 100\ \mathrm{psi} = 689{,}48\ \mathrm{kPa}$$

$$30\ \frac{\mathrm{lb}}{\mathrm{in}^2} = 30\ \mathrm{psi} = 206{,}80\ \mathrm{kPa} < 10\%\mathrm{P_{max\,TRABAJO}} = 100\ \mathrm{psi} = 689{,}48\ \mathrm{kPa}$$

$$P_{DISEÑO} = \mathrm{P_{max\,TRABAJO}} + 10\%\mathrm{P_{max\,TRABAJO}} = 1{,}1 \cdot \mathrm{P_{max\,TRABAJO}} = 1{,}1 \cdot 6.894{,}76$$

$$P_{DISEÑO} = 7.584{,}24\ kPa = 74{,}85\ atm$$

Por tanto, la presión de diseño de esta unidad es de setenta y cuatro con ochenta y cinco atmósferas 74,85 atm.

1.2.2.- Cálculo de la temperatura de diseño

Es la temperatura que se requiere en el proceso del que forma parte el recipiente, a la cual trabaja normalmente este. . Como medida de seguridad y tal y como se plasma en el "Código

ASME, Sección VIII, División I", esta temperatura de diseño ha de ser siempre superior a la temperatura máxima de servicio.

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", este requisito se suple utilizando una temperatura de diseño 20ºC superior a la temperatura de trabajo.

Puesto que la reacción que tiene lugar en la torre de absorción entre la amina (DEA) y el ácido sulfhídrico (H_2S) es exotérmica, la temperatura en su interior será superior a la temperatura de entrada tanto de la corriente líquida como de la corriente gaseosa. Dicha temperatura correspondiente a la máxima de servicio se ha tomado directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$T_{máx\,TRABAJO} = 135{,}95\ ºC$$

$$T_{DISEÑO} = T_{máx\,TRABAJO}(ºC) + 20(ºC) = 135{,}95 + 20 = 155{,}95\ ºC$$

Por tanto, la temperatura de diseño de esta unidad será de ciento cincuenta y cinco con noventa y cinco grados centígrados 155,95 ºC.

1.2.3.- Cálculo del espesor mínimo de la pared

Se trata del espesor mínimo que ha de tener la pared de la unidad para poder soportar la corrosión producida por los fluidos contenidos en su interior.

Este valor, se obtiene de fuentes bibliográficas, en este caso "Código ASME, Sección VIII, División 1 UG-27", según el cual, el espesor mínimo viene dado por la siguiente expresión.

$$t_{min}(mm) = 5 + t_{corrosión}(mm)$$

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el espesor mínimo por corrosión que ha de tener la columna de absorción según la naturaleza de los fluidos que se tratan (ácidos inorgánicos y compuestos sulfurados), es de seis milímetros 6mm.

$$t_{corrosión} = 6\ mm$$

$$t_{min}(mm) = 5 + t_{corrosión}(mm) = 5 + 6 = 11\ mm$$

Por tanto, el espesor mínimo de la unidad será de once milímetros 11mm.

En caso de que el espesor debido a la presión interna obtenido sea inferior al mínimo, se cogerá este último valor por motivos de seguridad.

1.2.4.- Cálculo del espesor de la pared debido a la presión interna

El cálculo del espesor para recipientes cilíndricos a presión sometidos a presión interna, viene dado por las siguientes expresiones según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

Espesor debido a la tensión cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P}$$

Donde:

t: espesor de la pared (m)
P: presión de diseño de la columna (Pa)
R: radio de la columna (m)
S: se corresponde con el 90% de la tensión admisible del material de construcción de la columna, en este caso, acero inoxidable SS-316 (Pa)
E: eficacia de la soldadura

Espesor debido a la tensión longitudinal:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0{,}4 \cdot P}$$

Se calcularán ambos espesores y, como medida de seguridad, se tomará como valor de diseño el mayor de ellos, al que habrá que sumar posteriormente un sobreespesor debido a la corrosión.

Debido a la naturaleza de los compuestos con los que se trata y a sus condiciones de operación, se asumirá un sobreespesor por corrosión de seis milímetros 6mm. Este sobreespesor habrá de ser sumado al espesor de la pared debido a la presión interna obtenido.

Para estos cálculos se ha supuesto que las soldaduras son ideales, siendo su eficacia la unidad. Además, se conoce que la tensión máxima que soporta el acero inoxidable es de 1.170 kg_f/cm^2.

$$E = 1$$

$$S = 90\% S_{máx} = 0{,}9 \cdot S_{máx} = 0{,}9 \cdot 1.170 = 1.053 \frac{kg_f}{cm^2} = 1{,}03 \cdot 10^8\ Pa$$

Espesor debido a la tensión cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} = \frac{7.584.235(Pa) \cdot 0{,}75(m)}{1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 - 0{,}6 \cdot 7.584.235(Pa)} = 0{,}058\, m = 58\, mm$$

El espesor debido a la tensión cilíndrica es de cincuenta y ocho milímetros 58mm.

Espesor debido a la tensión longitudinal:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0{,}4 \cdot P} = \frac{7.584.235(Pa) \cdot 0{,}75(m)}{2 \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 - 0{,}4 \cdot 7.584.235(Pa)} = 0{,}027\, m = 27\, mm$$

El espesor debido a las tensiones longitudinales es de veintisiete milímetros.

Como ya se ha indicado anteriormente, como medida de seguridad y tal y como se especifica en "Código ASME, Sección VIII, División 1, Norma UG-27", se tomará como espesor de diseño la suma del mayor de estos espesores y el sobreespesor por corrosión.

De esta forma:

$$t_{DISEÑO} = t + t_{corrosión} = 58 + 6 = 64\, mm$$

El espesor de diseño de la columna de absorción es por tanto de sesenta y cuatro milímetros 64mm.

1.2.5.- Diseño de los fondos, dimensiones y espesor

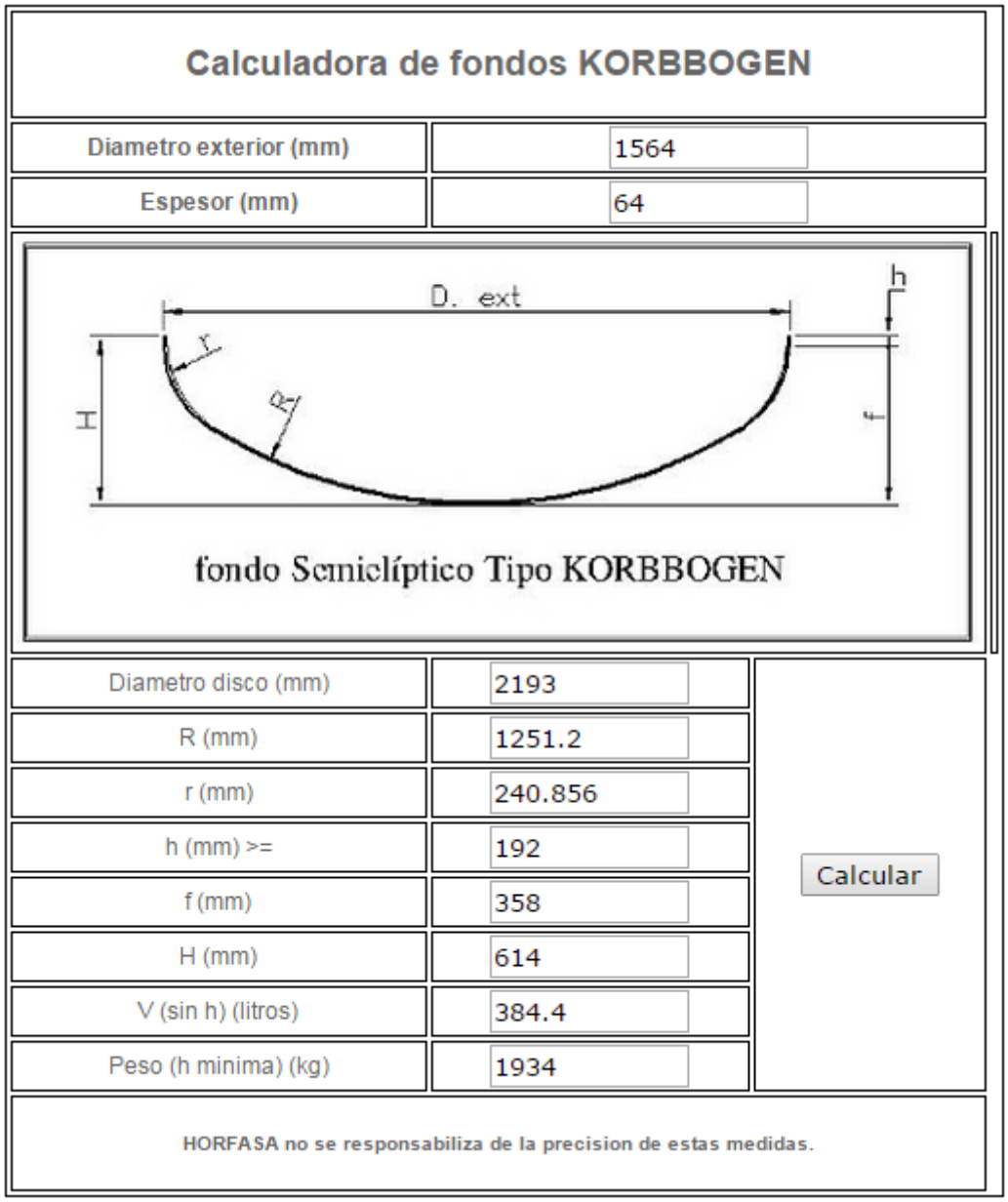
Respecto a los fondos, se ha optado por fondos de tipo Korbbogen, ya que una de las especificaciones acerca del diseño de este tipo de fondos incluye que la presión del sistema rebase los 7 kg/cm^2 (6,7 atm), condición que se cumple en base a los valores de presión presentados al inicio del sistema. El radio de curvatura empleado en el diseño del fondo en cuestión, se identifica, en base al diámetro de la unidad según la siguiente expresión "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

$$R_{curvatura} = \frac{0{,}8 \cdot D}{2} = \frac{0{,}8 \cdot 1{,}5}{2} = 0{,}6\, m$$

El radio de diseño de los fondos de tipo Korbbogen será de cero con seis metros 0,6m.

Conociendo el tipo de fondo y su diámetro se ha utilizado una herramienta de cálculo virtual (Calculadora para dimensionar un fondo semielíptico tipo Korbbogen (R=0,8D) según DIN-28013) para obtener las dimensiones características de los fondos de esta unidad. Los resultados se muestran en la "*Figura 4*".

Figura 16



$$h_{C.A.} = h + 2 \cdot H_{Fondos} = 13{,}5 + 2 \cdot 0{,}614 = 14{,}73\ m$$

La altura total de la torre de absorción es de catorce metros y setenta y tres centímetros 14,73m.

En cuanto al espesor de estos fondos, según se expresa en la bibliografía "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", viene dado por la siguiente expresión:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E + 1{,}8 \cdot P} = \frac{7.584.235(Pa) \cdot 0{,}75(m)}{2 \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 + 1{,}8 \cdot 7.584.235(Pa)} = 0{,}058\ m = 58\ mm$$

$$t_{FONDO} = t + t_{corrosión} = 58 + 6 = 64\ mm$$

Como medida de seguridad, se tomará el mayor valor de entre el espesor de diseño para la unidad y el espesor de los fondos.

En este caso, el espesor de los fondos y el de diseño de la columna coinciden, de forma que el espesor de diseño para estos fondos son de sesenta y cuatro milímetros 64mm.

1.2.6.- Cálculo del peso de la columna

Para calcular el peso de la unidad se tendrá en cuenta el volumen de acero necesario para la construcción del cilindro por un lado, y por otro el volumen de relleno empleado así como el peso de los dispositivos internos (difusores y soportes del relleno) que pudiese haber en la misma.

- Peso de la columna sin relleno ni dispositivos internos.

Volumen de acero empleado en la construcción del cilindro.

$$V_{CILINDRO} = S \cdot t = \pi \cdot D \cdot h \cdot t = \pi \cdot 1{,}5 \cdot 13{,}5 \cdot 0{,}064 = 4{,}05\ m^3$$

Volumen de acero empleado en los fondos. Expresión según fuentes bibliográficas "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

$$V_{FONDO} = 0{,}0809 \cdot D^2 \cdot t_{FONDO} = 0{,}0809 \cdot 1{,}5^2 \cdot 0{,}064 = 0{,}01\ m^3$$

De esta forma, el volumen total de acero empleado para la construcción de la columna con sus respectivos fondos, vendrá dado por la siguiente expresión.

$$V_{Columna-Vacía} = V_{CILINDRO} + 2 \cdot V_{FONDO} = 4{,}07\ m^3$$

Sabiendo que la densidad del material empleado para la construcción, acero inoxidable SS-316, es de unos 7.900 kg/m^3 según la bibliografía, se calcula el peso de la columna vacía de la forma que sigue.

$$\rho_{SS-316} = 7.900 \frac{kg}{m^3}$$

$$P_{Columna-Vacía} = V_{Columna-Vacía} \cdot \rho_{SS-316} = 4{,}07(m^3) \cdot 7.900 \left(\frac{kg}{m^3}\right) = 32.160\ kg$$

El peso de la columna vacía es de unos treinta y dos mil ciento sesenta kilogramos 32.160kg.

- Peso del relleno y de los dispositivos internos.

Estimación del volumen de relleno.

$$V_{RELLENO} = S \cdot h_{LECHO} = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot h_{LECHO} = \pi \cdot \frac{1{,}5^2}{4} \cdot 10{,}5 = 18{,}56\ m^3$$

Según los datos proporcionados por el fabricante y distribuidor del relleno conocemos que el dato de densidad de empaquetamiento del relleno utilizado (Metal Cascade Mini Ring) es de 472 kg/m^3.

$$\rho_{RELLENO} = 472\ \frac{kg}{m^3}$$

Por tanto, el peso del relleno se calculará según la siguiente expresión.

$$P_{RELLENO} = V_{RELLENO}(m^3) \cdot \rho_{RELLENO}\left(\frac{kg}{m^3}\right) = 18{,}56 \cdot 472 = 8.758\ kg$$

El peso total del relleno empleado es de unos ocho mil setecientos cincuenta y ocho kilogramos 8.758kg.

En cuanto al peso de los dispositivos internos, una estimación según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992" es que el peso total de estos dispositivos en este tipo de columnas según datos de diseño históricos es de unos mil setecientos kilogramos 1.700kg.

$$P_{INTERNOS} \approx 1.700\ kg$$

- Peso total de la columna de absorción.

De este modo, el peso total de la columna se obtendría de la suma del peso de la columna vacía, el peso del relleno y el peso de los dispositivos internos.

$$P_{C.A.} = P_{Columna-Vacía} + P_{RELLENO} + P_{INTERNOS} = 32.160 + 8.758 + 1.700 = 42.617\ kg$$

El peso total de la columna de absorción es de unos cuarenta y dos mil seiscientos diecisiete kilogramos 42.617kg.

1.2.7.- Cálculo de las cargas debidas al viento

Las cargas a la que se encuentra sometida la estructura debido a la acción del viento se calculan como viene establecido en el "Código Técnico de Edificación (CTE), según la norma DB-SE AE (Acciones en la Edificación)".

$$P_{viento}\left(\frac{kg_f}{m^2}\right) = p \cdot c \cdot k \cdot m$$

Donde:

p: presión dinámica del viento

c: coeficiente eólico de sobrecarga total

k: factor eólico de esbeltez

m: coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras

El valor numérico de estos factores viene reflejado en tablas que se encuentra normalizadas según el "Código Técnico de Edificación (CTE), según la norma DB-SE AE (Acciones en la Edificación)".

El valor del coeficiente "p" (presión dinámica del viento), viene recogido en la "*Tabla 3*" en función de la altura del equipo y de su exposición al viento.

Tabla 14

Tabla 5.1

Presión dinámica del viento

Altura de coronación del edificio sobre el terreno en m, cuando la situación topográfica es		Velocidad del viento *v*		Presión dinámica *w*
Normal	Expuesta	m/s	km/h	kg/m2
De 0 a 10	—	28	102	50
De 11 a 30	—	34	125	75
De 31 a 100	De 0 a 30	40	144	100
Mayor de 100	De 31 a 100	45	161	125
—	Mayor de 100	49	176	150

Según la "*Tabla 3*", el coeficiente "p" toma el siguiente valor:

$$p = 100 \frac{kg_f}{m^2}$$

El valor del coeficiente "c" (coeficiente eólico de sobrecarga total) viene expresado en la "*Tabla 4*" en función del tipo de construcción (cilíndrica) y su superficie (muy lisa).

De este modo, según la "*Tabla 4*", el coeficiente "c" toma el siguiente valor:

$$c = 0{,}6$$

Tabla 15

Tabla 5.3

Coeficiente eólico de sobrecarga total en una construcción

Clase de construcción	Coeficiente eólico *c*
Construcciones prismáticas	
De planta rectangular o combinación de rectángulos	1,2
De planta octogonal o análoga	1,0
Construcciones cilíndricas	
De superficie rugosa o nervada	0,8
De superficie muy lisa	0,6
Construcciones esféricas	
Esferas o semiesferas	0,4
Casquetes esféricos de relación altura: diámetro $\leq$ 1:4	0,2

El valor del coeficiente "k" (factor eólico de esbeltez) viene expresado en la "*Tabla 5*", en función de la relación h/b, donde "h" sería la altura total de la torre y "b" el diámetro de la misma.

$$\frac{h}{b} = \frac{h_{C.A.}}{D} = \frac{14{,}7}{1{,}5} = 9{,}8 \approx 10$$

Según la "*Tabla 5*" el coeficiente "k" toma el siguiente valor:

$$k = 1{,}25$$

Por último, el parámetro "m" (coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras) viene expresado en la "*Tabla 6*" en función del diámetro exterior.

Según la "*Tabla 6*" el coeficiente "m" toma el siguiente valor:

$$m = 1{,}25$$

Tabla 16

Tabla 5.5 Factor eólico de esbeltez			
Esbeltez: $\frac{h}{b}$ si $h>b$ $\frac{b}{h}$ si $b>h$	1 a 5	10	60 o mayor
Factor eólico de esbeltez k	1	1,25	1,50
Valores intermedios pueden interpolarse linealmente.			

Tabla 17

Diámetro exterior (mm) (Incluyendo calorifugado)	Coeficiente m
D ≤ 500	1,50
500 < D ≤ 1000	1,40
1000 < D ≤ 1500	1,30
1500 < D ≤ 2000	1,25

Una vez conocidos los valores de todos los parámetros involucrados en la expresión presentada al comienzo de este apartado, ya se puede proceder al cálculo de las cargas debidas al viento.

$$P_{viento}\left(\frac{kg_f}{m^2}\right) = p \cdot c \cdot k \cdot m = 100 \cdot 0{,}6 \cdot 1{,}25 \cdot 1.25 = 93{,}75\frac{kg_f}{m^2}$$

La carga final por viento será de unos noventa y tres con setenta y cinco kilogramos fuerza por metro cuadrado 93,75kg_f/m^2.

1.2.8.- Cálculo de las cargas debidas a seísmos.

Las cargas sísmicas a las que podría estar sometido el equipo se calcularán según la "Norma ASCE 7-2005". Como nota aclaratoria ASCE son las siglas de American Society of Civil Engineers.

Los recipientes de diseñan considerando que el efecto del seísmo es una carga estática lateral cuyo valor viene dado por la siguiente expresión:

$$V = Z \cdot K \cdot C \cdot S \cdot W$$

Donde:

V: carda estática lateral equivalente al efecto del seísmo en el equipo

Z: factor sísmico

K: coeficiente de estructura

C: factor de flexibilidad

S: factor de suelo y cimentación

W: peso del recipiente

El coeficiente "Z" viene dado por la "*Tabla 7*" en función de la zona de peligrosidad símica en la que se vaya a instalar el recipiente. Esta tabla se ha obtenido de la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", en la que también se estipula la zona sísmica en la que se encuentra el municipio de San Roque (Cádiz).

Tabla 18

Zona sísmica	Valor de Z
Primera	0,1875
Segunda	0,3750
Tercera	0,7500

Según la "*Tabla* 7" se obtiene el siguiente valor para el coeficiente Z:

$$Z = 0{,}3750$$

En lo que respecta el coeficiente "K" (coeficiente de estructura), según la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", un valor típico para torres con una relación h/D superior a siete con cinco h/D > 7,5 es el que sigue:

$$K = 2$$

En cuanto al coeficiente "C", según la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", su valor está limitado entre cero con cero cuatro 0,04 y cero con doce 0,12. Como medida de seguridad y poniéndonos en el peor de los casos se tomará el mayor valor posible, en este caso cero con doce 0,12.

$$C = 0{,}12$$

El coeficiente "S" (coeficiente de suelo y cimentación) depende directamente del coeficiente anterior "C", ya que según "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02" el producto de ambos nunca debe superar el valor de cero con catorce C·S ≤ 0,14. Como medida de seguridad y poniéndonos en el peor de los casos se tomará el mayor valor posible, en este caso:

$$C \cdot S \leq 0{,}14$$

En el peor de los casos:

$$C \cdot S = 0{,}14$$

Despejando el parámetro "S":

$$S = \frac{0{,}14}{C} = \frac{0{,}14}{0{,}12} = 1{,}167$$

Una vez conocidos los valores de todos los parámetros y coeficientes presentes en la ecuación expuesta al comienzo de este apartado, podemos proceder al cálculo de las cargas que podría sufrir la estructura en caso de seísmo.

$$V = Z \cdot K \cdot C \cdot S \cdot W = 0{,}3750 \cdot 2 \cdot 0{,}12 \cdot 1{,}167 \cdot 42.617 = 4.475\ kg_f$$

La máxima carga que soportaría la estructura debida a un seísmo sería de unos cuatro mil cuatrocientos setenta y cinco kilogramos fuerza 4.475kg_f.

- Cálculo vibratorio.

El análisis vibratorio del equipo se llevará a cabo siempre y cuando se cumplan las siguientes dos condiciones simultáneamente, según se especifica en la Norma ASCE-7.

1. Altura total de la columna mayor de 30 metros.
2. Ha de cumplirse la siguiente expresión W/(L·D)2 ≤ 25. Donde "W" es el peso en lb, "L" la altura en ft y "D" el diámetro del equipo en ft.

$$\frac{W}{(L \cdot D)^2} \leq 25$$

$$W = 42.617{,}5\ kg = 93.355{,}5\ lb$$

$$L = 14{,}73\ m = 48{,}32\ ft$$

$$D = 1{,}5\ m = 4{,}9\ ft$$

$$\frac{W}{(L \cdot D)^2} = \frac{93.355,5}{(48,32 \cdot 4,9)^2} = 1,66 \leq 25$$

La primera condición no se cumple, y aunque la segunda si lo hace, no se ha de realizar el análisis vibratorio.

1.2.9.- Cálculo del espesor del faldón

Un faldón es el soporte de uso más frecuente y el más satisfactorio para las columnas y recipientes verticales. Se une por soldadura continua a la cabeza y por lo general, el tamaño requerido de esta soldadura determina el espesor del faldón.

Para el cálculo del tamaño de la soldadura, es necesario conocer la eficacia de dicha soldadura. Estos valores vienen reflejados en la "Norma UW 12" que a su vez consta en el "Código ASME, División VIII, Sección 1".

$$Esf = P_{viento} \cdot D \cdot h = 93,75 \cdot 1,564 \cdot 14,73 = 2.071,1\ kg_f$$

Donde:

Esf: esfuerzo del faldón
D: diámetro del faldón ($D_{C.A.}$ + t)
h: altura de la torre

Conociendo el esfuerzo, se puede calcular el momento que soporta el faldón:

$$M = Esf \cdot h_{FALDÓN} = 2.071,1 \cdot \frac{14,73}{2} = 15.252\ kg_f \cdot m$$

Siendo el momento real:

$$M_T = \mathrm{M} - h_T \cdot (Esf - 0,5 \cdot P_{viento} \cdot D \cdot h_T)$$

$$M_T = 15.252 - 0,45 \cdot (2.071,1 - 0,5 \cdot 93,75 \cdot 1,564 \cdot 0,45) = 14.334\ kg_f \cdot m$$

Conocido el momento real que soporta el faldón, se puede calcular el espesor del mismo, que viene dado por la siguiente expresión según "Código ASME, División VIII, Sección 1, Norma UW 12".

$$t_{FALDÓN} = \frac{120 \cdot M_T}{D^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E}$$

Donde:

S: valor del esfuerzo del material, acero al carbono CS-304

E: eficacia de la junta del faldón (0,6 para soldadura a tope)

$$t_{FALDÓN} = \frac{120 \cdot 14.334}{1{,}564^2 \cdot \pi \cdot 1{,}05 \cdot 10^7 \cdot 0{,}6} = 0{,}0385\ m = 39\ mm$$

El faldón será por tanto, una chapa de acero de treinta y nueve milímetros 39mm, de espesor.

1.3.- Resumen del equipo C.A.

Como resumen de la columna de absorción se presenta la siguiente tabla resumen:

Capacidad de tratamiento	464,6 kmol/h de gas ácido
Diámetro	1,50 m
Altura	14,73 m
Nº de lechos	2
Altura de cada lecho	5,25 m
Presión de diseño	74,85 atm
Temperatura de diseño	155,94 ºC
Espesor	64 mm
Tipo de fondo	Korbbogen
Diámetro del fondo	0,60 m
Peso de la unidad	42.617,5 kg
Carga por viento	93,75 kg_f/m^2
Carga por seísmos	4474,84 kg_f
Análisis vibratorio	No
Espesor del faldón	32 mm

2.- DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

En este apartado de la memoria de cálculo se aborda con detalle cada uno de los procedimientos seguidos para el cálculo y dimensionamiento de la unidad de regeneración de aminas del presente proyecto, la columna de destilación fraccionada a vacío. Además de los procedimientos de cálculo numérico, se detallaran todas aquellas suposiciones y simplificaciones que se hayan tenido en cuenta para el correcto desarrollo de los mismos.

Es de vital importancia destacar que para el diseño de esta unidad, se ha supuesto que la corriente de alimentación se encuentra libre de hidrocarburos, que habrán sido eliminados en su totalidad en los separadores gas-líquido y en un filtro diseñado para ello. El diseño de este filtro, no se contempla en el presente documento, ya que la importancia del mismo reside en el diseño de las dos columnas, la de absorción con disolución de aminas y la de destilación fraccionada a vacío o columna regeneradora de aminas, que son las dos unidades principales de la planta.

2.1.- Cálculos hidráulicos

A continuación se exponen los distintos procedimientos de cálculo llevados a cabo para el diseño hidráulico de la unidad denominada “Columna de Destilación”.

2.1.1.- Caracterización general de la columna, método FUG

El método FUG, es un algoritmo de cálculo que proporciona una estimación de los tres parámetros fundamentales para el diseño de una columna de destilación multicomponente con rectificación, el número mínimo de etapas, la relación de reflujo mínima y el número de etapas teóricas.

Cada uno de estos parámetros fundamentales se calcula siguiendo un procedimiento distinto, de esta forma, con el método de Fenske, se estima el número mínimo de etapas, con el método de Underwood, la relación de reflujo mínima, y con el método de Gilligand el número teórico de etapas. Aunando todos estos procedimientos se obtiene el método FUG.

Cabe destacar que en el presente documento, se ha llevado a cabo un método estimativo adicional a los tres anteriores, el método de Kirkbridge, que identifica entre qué platos o etapas ha de introducirse la corriente de alimentación.

Es importante señalar también que para realizar los cálculos correspondientes a este apartado son necesarios los valores de volatilidades “K” de los distintos compuestos que conforman las distintas corrientes involucradas. Estos valores de “K” pueden obtenerse por medio de ábacos de manera aproximada, pero con el fin de aportar una mayor exactitud a los

cálculos se han tomado los valores de "K" suministrados por el software de simulación Aspen Plus V8.4. Para cada compuesto en cada corriente habrá un distinto valor de "K" en función de las condiciones de la columna (presión y temperatura), estado de agregación de dichos compuestos y de la proporción en la que se encuentren en cada corriente.

Para poder comenzar con los cálculos son necesarios los datos correspondientes al balance de materia a la columna de destilación, es decir, caudales másicos de las distintas corrientes así como su composición. Para la realización de dichos balances de materia se supondrá que el condensador necesario para enfriar la corriente de cabeza y retornar la corriente líquida que constituye el reflujo, será un condensador total.

Además, este método exige la identificación de un "clave pesado" que es el compuesto más ligero de los compuesto que saldrán por cola, es decir, los más pesados, y un "clave ligero" que es el compuesto más pesado de los que saldrán por cabeza, que serán los más ligeros.

De este modo, cualquier compuesto más ligero que el "clave ligero" saldrá en su totalidad por cabeza de columna junto con la mayor cantidad de dicho "clave ligero" y una pequeña proporción del "clave pesado". Justo lo mismo sucederá con los productos de colas, cualquier compuesto más pesado que el "calve pesado" saldrá en su totalidad por colas junto con la mayor cantidad del "clave pesado" y una pequeña proporción del "clave ligero".

Con el fin de identificar estos compuestos (claves pesado y ligero), a continuación se muestran los distintos compuestos presentes en las corrientes ordenados de más a menos volátil.

- Hidrógeno H_2
- Ácido sulfhídrico (H_2S)
- Butano (n-C4)
- Agua H_2O
- Monoaromáticos (C8)
- Gasoil (n-C12)
- Amina DEA

Si tenemos en cuenta, tal y como se ha mencionado al comienzo de este apartado, que el filtro que se encuentra situado justo antes de la columna de destilación retira por completo todos los hidrocarburos presentes en la mencionada corriente, la relación de compuestos anterior quedaría del siguiente modo:

- Hidrógeno H_2
- Ácido sulfhídrico (H_2S)
- Agua H_2O

- Amina DEA

Así, en el caso particular de esta torre de destilación, se identificará como "clave ligero" el ácido sulfhídrico H_2S y como "clave pesado" al agua, quedando la distribución de los distintos compuestos en las corrientes involucradas de la forma que sigue.

Para poder realizar el balance de materia a la columna de destilación, se supondrá que el noventa y nueve por ciento 99% del ácido sulfhídrico H_2S que entra en la columna saldrá por cabeza de columna, junto con el resto de compuestos más ligeros que él y el 0,1% del agua que entró en la columna, como destilado. Mientras que la parte restante saldrá por la corriente de colas.

Conociendo estos datos y sabiendo que la expresión general del balance de materia es la siguiente:

$$(A) = (E) - (S) \pm (R.Q.)$$

Donde:

(A): Término correspondiente a la acumulación. Suponiendo que la columna de destilación trabaja en estado estacionario, este término se hace cero.
(E): Entrada de materia al sistema.
(S): Salida de materia del sistema.
(R.Q.): Término correspondiente a la generación o consumo de materia en la reacción química. En este caso, debido a la ausencia de reacciones químicas, este término se hará cero.

Aplicando las consideraciones recientemente mencionadas y reordenando los términos de la expresión del balance de materia:

$$(E) = (S)$$

Particularizando en el caso de la columna de destilación:

$$F_{C.D.} = D + W$$

Esta expresión en la que la entrada de materia al sistema ha de ser igual a su salida, tiene que cumplirse a su vez para cada uno de los compuestos "i".

$$(W_i)_{F_{C.D.}} = (W_i)_D + (W_i)_W$$

$$(W_i)_W = (W_i)_{F_{C.D.}} - (W_i)_D$$

Conociendo estas expresiones del balance y las suposiciones iniciales:

- Corriente de alimentación a la columna de destilación ($F_{C.D.}$)
  - Hidrógeno H_2
  - Ácido sulfhídrico (H_2S)
  - Agua H_2O
  - Amina DEA
- Corriente de cabeza o destilado (D):
  - 100% del H_2 en la alimentación
  - 99% del H_2S en la alimentación
  - 0,1% del H_2O en la alimentación
- Corriente de colas (W):
  - 1% del H_2S en la alimentación
  - 99,9% del H_2O en la alimentación
  - 100% del DEA en la alimentación

De este modo podemos proceder al cálculo del balance de materia de la columna de destilación.

Datos de la corriente de alimentación:

Caudal másico (W):

$$(W)_{F_{C.D.}} = 110{,}67\frac{mol}{s} = 398{,}37\frac{kmol}{h}$$

Composición (se expresará en forma de fracciones molares):

$$\left(x_{H_2}\right)_{F_{C.D.}} = 0{,}0001$$

$$\left(x_{H_2S}\right)_{F_{C.D.}} = 0{,}0624$$

$$\left(x_{H_2O}\right)_{F_{C.D.}} = 0{,}8746$$

$$(x_{DEA})_{F_{C.D.}} = 0{,}0629$$

Por tanto, los caudales másicos de cada uno de los componentes presentes en la corriente de alimentación serían los siguientes:

$$\left(W_{H_2}\right)_{F_{C.D.}} = \left(x_{H_2}\right)_{F_{C.D.}} \cdot (W)_{F_{C.D.}} = 0{,}0001 \cdot 398{,}37 = 0{,}0387\frac{kmol}{h}$$

$$\left(W_{H_2S}\right)_{F_{C.D.}} = \left(x_{H_2S}\right)_{F_{C.D.}} \cdot (W)_{F_{C.D.}} = 0{,}0624 \cdot 398{,}37 = 24{,}8422\,\frac{kmol}{h}$$

$$\left(W_{H_2O}\right)_{F_{C.D.}} = \left(x_{H_2O}\right)_{F_{C.D.}} \cdot (W)_{F_{C.D.}} = 0{,}8746 \cdot 398{,}37 = 348{,}4301\,\frac{kmol}{h}$$

$$(W_{DEA})_{F_{C.D.}} = (x_{DEA})_{F_{C.D.}} \cdot (W)_{F_{C.D.}} = 0{,}0629 \cdot 398{,}37 = 25{,}0587\,\frac{kmol}{h}$$

En cuanto a la corriente que sale por cabeza, es decir, el destilado (D), considerando las suposiciones ya expuestas:

$$\left(W_{H_2}\right)_D = 100\%\left(W_{H_2}\right)_{F_{C.D.}} = 0{,}0387\,\frac{kmol}{h}$$

$$\left(W_{H_2S}\right)_D = 99\%\left(W_{H_2S}\right)_{F_{C.D.}} = 0{,}99 \cdot 24{,}8422 = 24{,}5938\,\frac{kmol}{h}$$

$$\left(W_{H_2O}\right)_D = 0{,}1\%\left(W_{H_2O}\right)_{F_{C.D.}} = 0{,}001 \cdot 348{,}4301 = 0{,}3484\,\frac{kmol}{h}$$

De esta forma, la corriente de destilado (D) será la suma de los caudales másicos de cada uno de los elementos que la componen:

$$D = \sum (W_i)_D = \left(W_{H_2}\right)_D + \left(W_{H_2S}\right)_D + \left(W_{H_2O}\right)_D$$

$$D = 0{,}0387 + 24{,}5938 + 0{,}3484 = 24{,}9809\,\frac{kmol}{h}$$

Una vez conocido el caudal másico de la corriente de destilado (D) y los caudales másicos de cada uno de sus componentes, se podrá obtener la composición de esta corriente.

$$\left(x_{H_2}\right)_D = \frac{\left(W_{H_2}\right)_D}{D} = \frac{0{,}0387}{24{,}9809} = 0{,}0015$$

$$\left(x_{H_2S}\right)_D = \frac{\left(W_{H_2S}\right)_D}{D} = \frac{24{,}5938}{24{,}9809} = 0{,}9845$$

$$\left(x_{H_2O}\right)_D = \frac{\left(W_{H_2O}\right)_D}{D} = \frac{0{,}3484}{24{,}9809} = 0{,}0139$$

Conocidas y caracterizadas al completo las corrientes de alimentación ($F_{C.D.}$) y destilado (D) aplicando el balance de materia puede caracterizarse la corriente de colas (W).

$$\left(W_{H_2S}\right)_W = \left(W_{H_2S}\right)_{F_{C.D.}} - \left(W_{H_2S}\right)_D = 24{,}8422 - 24{,}5938 = 0{,}2484\,\frac{kmol}{h}$$

$$\left(W_{H_2O}\right)_W = \left(W_{H_2O}\right)_{F_{C.D.}} - \left(W_{H_2O}\right)_D = 348{,}4301 - 0{,}3484 = 348{,}0817\frac{kmol}{h}$$

$$(W_{DEA})_W = 100\%(W_{DEA})_{F_{C.D.}} = 25{,}0587\frac{kmol}{h}$$

De esta forma, la corriente de colas (W) será la suma de los caudales másicos de cada uno de los elementos que la componen:

$$W = \sum (W_i)_W = \left(W_{H_2S}\right)_W + \left(W_{H_2O}\right)_W + (W_{DEA})_W$$

$$W = 0{,}2484 + 348{,}0871 + 25{,}0587 = 373{,}3888\frac{kmol}{h}$$

Una vez conocido el caudal másico de la corriente de colas (W) y los caudales másicos de cada uno de sus componentes, se podrá obtener la composición de esta corriente.

$$\left(x_{H_2S}\right)_W = \frac{\left(W_{H_2S}\right)_W}{W} = \frac{0{,}2484}{373{,}3888} = 0{,}0007\frac{kmol}{h}$$

$$\left(x_{H_2O}\right)_W = \frac{\left(W_{H_2O}\right)_W}{W} = \frac{348{,}0871}{373{,}3888} = 0{,}9322\frac{kmol}{h}$$

$$(x_{DEA})_W = \frac{(W_{DEA})_W}{W} = \frac{24{,}0587}{373{,}3888} = 0{,}0671\frac{kmol}{h}$$

Finalizada la caracterización de las corrientes ya se puede comenzar a aplicar el método FUG, comenzando con el método de Fenske para la estimación del número mínimo de etapas.

A continuación se plasman los valores de las volatilidades de cada compuesto en cada una de las corrientes obtenidos directamente del software de simulación Aspen Plus V.8.4.

Valores de K en $F_{C.D.}$	
H_2	10308,8182
H_2S	17,4271237
H_2O	0,14946182
DEA	1,92E-05
Valores de K en D	
H_2	107745,11
H_2S	605,00
H_2O	0,0139
DEA	-

Valores de K en W	
H_2	-
H_2S	2,12326366
H_2O	1,08559641
DEA	5,07E-04

- **Método de Fenske**.

$$(NPT)_{min} = \frac{\log\left(\frac{x_D}{x_W}\right)_{LK} \cdot \log\left(\frac{x_W}{x_D}\right)_{HK}}{\log(\alpha_m)}$$

Donde α_m se calcula mediante la siguiente expresión:

$$\alpha_m = \left[(\alpha_{LK,HK})_D \cdot (\alpha_{LK,HK})_W\right]^{\frac{1}{2}}$$

Donde a su vez cada uno de los términos de esta expresión se calcula del siguiente modo:

$$(\alpha_{LK,HK})_D = \left(\frac{k_{LK}}{k_{HK}}\right)_D = \frac{605{,}00}{0{,}0139} = 43.459{,}85$$

$$(\alpha_{LK,HK})_W = \left(\frac{k_{LK}}{k_{HK}}\right)_W = \frac{2{,}1232}{1{,}0856} = 1{,}9558$$

Con estos dos valores, ya se puede calcular el coeficiente α_m.

$$\alpha_m = \left[(\alpha_{LK,HK})_D \cdot (\alpha_{LK,HK})_W\right]^{\frac{1}{2}} = [43.459{,}85 \cdot 1{,}9558]^{\frac{1}{2}} = 291{,}55$$

Teniendo el valor de este coeficiente ya se puede proceder al cálculo del número mínimo de etapas:

$$(NPT)_{min} = \frac{\log\left(\frac{x_D}{x_W}\right)_{LK} \cdot \log\left(\frac{x_W}{x_D}\right)_{HK}}{\log(\alpha_m)} = \frac{\log\left(\frac{0{,}9845}{0{,}0007}\right) \cdot \log\left(\frac{0{,}9322}{0{,}0139}\right)}{\log(291{,}55)} = 2{,}35 \approx 3$$

El número de etapas ha de ser un número entero, por lo que se ha aproximado el resultado de la ecuación anterior al número entero inmediatamente superior.

El número mínimo de etapas $(NPT)_{min}$ necesario para alcanzar el grado de separación deseado según el método de Fenske es de tres etapas.

- **Método de Underwood.**

$$R_{min} = \sum i \cdot \frac{(\alpha_{i,HK})_F \cdot x_{Di}}{(\alpha_{i,HK})_F - \theta} = 1 - \theta \Rightarrow \theta$$

$$R_{min} = \sum i \cdot \frac{(\alpha_{i,HK})_F \cdot x_{Di}}{(\alpha_{i,HK})_F - \theta}$$

Para el cálculo de la relación de reflujo mínimo serán necesarios los valores de $(\alpha_{i,HK})_F$, que son los valores de las volatilidades relativas de cada uno de los compuestos presentes en le corriente de alimentación respecto al clave pesado.

$$(\alpha_{H_2,HK})_F = \frac{(K_{H_2})_F}{(K_{HK})_F} = \frac{10.308,82}{0,1495} = 68.972,92$$

$$(\alpha_{H_2S,HK})_F = \frac{(K_{H_2S})_F}{(K_{HK})_F} = \frac{17,427}{0,1495} = 116,60$$

$$(\alpha_{H_2O,HK})_F = \frac{(K_{H_2O})_F}{(K_{HK})_F} = \frac{0,1495}{0,1495} = 1,00$$

Con estos valores:

$$\frac{68.972,92 \cdot 0,0015}{68.972,92 - \theta} + \frac{116,6 \cdot 0,9845}{116,6 - \theta} + \frac{1 \cdot 0,0139}{1 - \theta} = 0$$

Los valores de θ que hacen cero esta expresión son los que hemos de tomar, verificando siempre su validez.

Se ha resuelto esta ecuación con la función "solve" del software de algebra computacional MATLAB dando los siguientes resultados:

$$\theta_1 = 36.334,6059 \quad \rightarrow \quad Solución\ doble$$

$$\theta_2 = 1,0140 \quad \rightarrow \quad Solución\ doble$$

Verificando sendos valores:

$$(R_{min})_1 = \frac{68.972,92 \cdot 0,0015}{68.972,92 - \theta_1} + \frac{116,6 \cdot 0,9845}{116,6 - \theta_1} + \frac{1 \cdot 0,0139}{1 - \theta_1} - 1 = 0,0205$$

$$(R_{min})_2 = \frac{68.972,92 \cdot 0,0015}{68.972,92 - \theta_2} + \frac{116,6 \cdot 0,9845}{116,6 - \theta_2} + \frac{1 \cdot 0,0139}{1 - \theta_2} - 1 = -0.0033$$

El segundo de ellos, el correspondiente a resolver este método con el valor "θ_2" da como resultado un valor de la relación de reflujo negativa, lo que es físicamente imposible, de modo que descartaremos esta solución.

Por tanto, la relación de reflujo mínima será:

$$R_{min} = (R_{min})_1 = 0{,}0205$$

Esta sería la correspondiente a la relación de reflujo externa mínima, es decir, se trata del cociente entre el caudal másico de líquido devuelto a la columna (L) y el correspondiente caudal de destilado que estamos obteniendo (D).

$$(R_{min})_{Externa} = \frac{L}{D} = \frac{L}{V-L} = \frac{\frac{L}{V}}{\frac{V}{V}-\frac{L}{V}} = \frac{(R_{min})_{Interna}}{1-(R_{min})_{Interna}}$$

Siendo "V" la corriente de vapor que asciende por la columna y L/V la relación de reflujo interna.

Despejando de esta ecuación $(R_{min})_{Interna}$:

$$(R_{min})_{Interna} = \frac{1}{1+(R_{min})_{Externa}} = \frac{1}{1+0{,}0205} = 0{,}0201$$

Sabemos que un valor típico para la relación de reflujo interna óptima es el de una con cinco veces la relación de reflujo interna mínima.

$$\left(R_{op}\right)_{Interna} = 1{,}5 \cdot (R_{min})_{Interna} = 1{,}5 \cdot 0.0201 = 0{,}0301$$

Y sustituyendo en la ecuación anterior, podemos calcular la relación de reflujo externa óptima:

$$\left(R_{op}\right)_{Externa} = \frac{\left(R_{op}\right)_{Interna}}{1-\left(R_{op}\right)_{Interna}} = \frac{0{,}0301}{1-0{,}301} = 0{,}0311$$

Por tanto, según el método estimativo de Underwood, la relación de reflujo externa óptima para alcanzar el grado de separación deseada será de cero con cero trescientos once 0,0311, o lo que es lo mismo, un tres coma once por ciento 3,11% de la corriente de destilado (D).

- **Método de Gilligand.**

Tradicionalmente para la resolución de este método se han empleado gráficos, pero aportar una mayor veracidad y exactitud a los resultados obtenidos se complementará con ecuaciones de aproximación como la ecuación de Molokanov.

En la siguiente figura "*Figura 5*", se muestra la relación:

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} \; vs \; \frac{R - R_{min}}{R + 1}$$

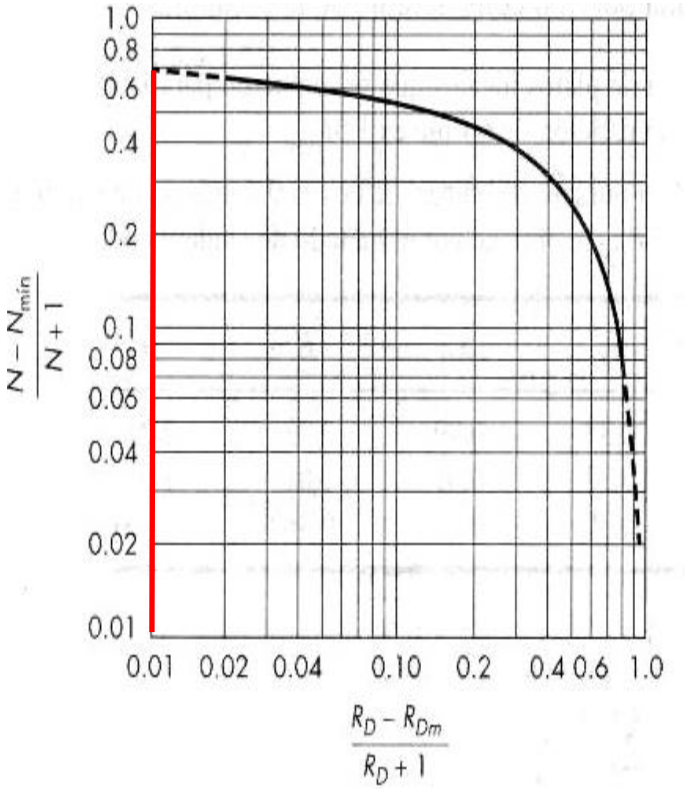
Donde:

R: es la relación de reflujo externa óptima $(R_{op})_{Externa}$

R_{min}: es la relación de reflujo interna mínima $(R_{min})_{Interna}$

$$\frac{R - R_{min}}{R + 1} = \frac{0{,}0301 - 0{,}0201}{0{,}0301 + 1} = 0{,}0103$$

Figura 17



Según la "*Figura 5*":

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} \approx 0{,}7$$

Para aportar mayor exactitud se realizará esta misma estimación mediante la ecuación de Molokanov.

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 1 - \exp\left[\left(\frac{1 + 54{,}4 \cdot X}{11 + 117{,}2 \cdot X}\right) \cdot \left(\frac{X - 1}{X^{0{,}5}}\right)\right]$$

Donde "X" tiene la siguiente expresión:

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} = 0{,}0103$$

De modo que la expresión anterior quedaría de la siguiente forma:

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 1 - \exp\left[\left(\frac{1 + 54{,}4 \cdot 0{,}0103}{11 + 117{,}2 \cdot 0{,}0103}\right) \cdot \left(\frac{0{,}0103 - 1}{0{,}0103^{0{,}5}}\right)\right] = 0{,}7129$$

Como se puede comprobar, los resultados obtenidos de la "*Figura 4*" y los obtenidos según la ecuación de Molokanov son muy próximos.

Despejando del resultado de esta última expresión:

$$N = 0{,}713 \cdot N + 0{,}713 + N_{min} \quad \rightarrow \quad (1 - 0{,}713) \cdot N = 0{,}713 + N_{min}$$

$$N = \frac{0{,}713 + N_{min}}{(1 - 0{,}713)} = \frac{0{,}713 + 3}{(1 - 0{,}713)} = 12{,}933 \approx 13$$

El número de etapas ha de ser un número entero, por lo que se ha aproximado el resultado de la ecuación anterior al número entero inmediatamente superior.

El número de etapas teóricas "N" necesario para alcanzar el grado de separación deseado según el método de Gilligand es de trece etapas, por lo que el número de platos de la columna será de doce 12, ya que hay que restar el equilibrio correspondiente al calderín.

- **Método de Kirkbridge.**

$$\frac{N_R}{N_A} = \left[\left(\frac{x_{F,HK}}{x_{F,LK}}\right)\left(\frac{x_{W,LK}}{x_{W,HK}}\right)^2 \cdot \frac{W}{D}\right]^{0{,}206}$$

Donde:

N_R: Número de platos en la zona de rectificación.

N_A: Número de platos en la zona de agotamiento.

$$\frac{N_R}{N_A} = \left[\left(\frac{0{,}8746}{0{,}0624}\right) \cdot \left(\frac{0{,}0007}{0{,}9322}\right)^2 \cdot \frac{373{,}3888}{24{,}9809}\right]^{0{,}206} = 0{,}1520$$

$$\frac{N_R}{N_A} = 0{,}1520 \quad \rightarrow \quad N_R = 0{,}1520 \cdot N_A$$

Sabiendo que el número de platos totales ha de ser la suma del número de platos existentes en la zona de rectificación más los existentes en la zona de agotamiento:

$$N_R + N_A = N \quad \rightarrow \quad N_A = N - N_R$$

Sustituyendo en la ecuación anterior:

$$N_R = 0{,}1520 \cdot (N - N_R) \quad \rightarrow \quad N_R = \frac{0{,}1520 \cdot N}{1 + 0{,}1520} = \frac{0{,}1520 \cdot 13}{1 + 0{,}1520} = 1{,}72$$

Por tanto:

$$N_A = N - N_R = 13 - 1{,}72 = 11{,}28$$

De este modo, sabemos que la corriente de alimentación ha de entrar a la columna entre los platos uno y dos, quedando un solo plato en la zona de rectificación y once platos en la zona de agotamiento, habiendo restado ya el correspondiente equilibrio del calderín.

2.1.2.- Cálculo del diámetro de la columna

En este apartado se abordará el cálculo del diámetro de la columna de absorción, para el que habrá que realizar los siguientes balances de materia.

Para todos los balances de materia se aplicará la siguiente expresión:

$$(A) = (E) - (S) \pm (R.Q.)$$

Donde:

(A): Término correspondiente a la acumulación. Suponiendo que la columna de destilación trabaja en estado estacionario, este término se hace cero.
(E): Entrada de materia al sistema.
(S): Salida de materia del sistema.
(R.Q.): Término correspondiente a la generación o consumo de materia en la reacción química. En este caso, debido a la ausencia de reacciones químicas, este término se hará cero.

Aplicando las consideraciones recientemente mencionadas y reordenando los términos de la expresión del balance de materia:

$$(E) = (S)$$

- Balance de materia al condensador.

$$V = L + D$$

$$\frac{L}{V} = \left(R_{op}\right)_{Interna} \quad \rightarrow \quad L = \left(R_{op}\right)_{Interna} \cdot V$$

$$V = \left(R_{op}\right)_{Interna} \cdot V + D \quad \rightarrow \quad V = \frac{D}{1 - \left(R_{op}\right)_{Interna}} = \frac{24{,}9809}{1 - 0{,}0311} = 25{,}7570 \frac{kmol}{h}$$

$$L = \left(R_{op}\right)_{Interna} \cdot V = 0{,}0311 \cdot 25{,}7570 = 0{,}7761 \frac{kmol}{h}$$

Siendo "V" la corriente de vapor que asciendo por la columna y "L" la corriente de líquido que es devuelta a la columna desde el condensador como reflujo.

- Balance de materia al plato de alimentación:

$$L' = L_{n-1} + \phi \cdot F_{C.D.}$$

$$V_n = V' + (1 - \phi) \cdot F_{C.D.}$$

Donde:

ϕ: es la fracción de líquido que contiene la alimentación. Este dato se ha obtenido directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.
L': es la corriente de líquido que desciende desde el plato de alimentación sobre el plato inmediatamente inferior a este.
L_{n-1}: es la corriente de líquido que desciende desde el plato inmediatamente superior al plato de alimentación sobre este mismo. Se supondrá que L_{n-1} = L.
V_n: es la corriente de vapor que asciende desde el plato inmediatamente posterior al plato de alimentación hacía este.
V': es la corriente de vapor que asciende desde el plato de alimentación hacía el plato inmediatamente superior. Se supondrá que V_n = V.

$$\phi = 0{,}9841$$

$$L' = \mathrm{L} + \phi \cdot F_{C.D.} = 0{,}7761 + 0{,}9841 \cdot 398{,}3697 = 392{,}8022 \frac{kmol}{h}$$

$$V_n = V + (1 - \phi) \cdot F_{C.D.} = 25{,}7570 + (1 - 0{,}9841) \cdot 398{,}3697 = 19{,}4134 \frac{kmol}{h}$$

Además de estos datos, harán falta los parámetros que se listan e identifican a continuación. Todos ellos han sido tomados de la biblioteca de datos termodinámicos del software de simulación Aspen Plus V.8.4.

- Densidad másica de la corriente líquida:

$$\rho_l = 874{,}4928 \frac{kg}{m^3}$$

- Densidad másica de la corriente líquida:

$$\rho_l = 35{,}8717 \frac{kmol}{m^3}$$

- Densidad de la corriente gaseosa:

$$\rho_v = 0{,}8164 \frac{kg}{m^3}$$

- Tensión superficial de la corriente de alimentación:

$$\sigma_{F_{C.D.}} = 59{,}9369 \frac{dinas}{cm} = 0{,}0599 \frac{N}{m}$$

- Viscosidad del vapor:

$$\mu_v = 0{,}0171\ cP = 1{,}71 \cdot 10^{-5}\ Pa \cdot s$$

- Máxima presión de operación:

$$P = 15\ psi = 1{,}0207\ atm$$

- Máxima temperatura de operación:

$$T = 102{,}95\ ºC$$

- Constante universal de los gases:

$$R = 0{,}082 \frac{atm \cdot l}{K \cdot mol}$$

Una vez conocidos todos estos datos, con el fin de hallar el diámetro del plato, y por ende, el diámetro de la columna de rectificación, es necesario hacer uso de la sección transversal de la misma por medio de la expresión expuesta a continuación:

$$T = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}}$$

Donde:

T: es el diámetro de la torre de destilación

A_t: Área total del plato, que corresponde al área de una sección transversal de la columna de destilación.

Este último parámetro A_t viene dado a su vez por la siguiente expresión:

$$A_t = A_n + 2A_v$$

Donde:

A_n: es el área neta o área aprovechable del plato.

A_v: es el área del vertedero.

- **Cálculo del área neta A_n**

Conociendo la geometría cilíndrica de la columna, se tiene que el caudal de vapor que circula por su interior, se identifica con el calculado por medio de la expresión:

$$Q = S \cdot v$$

Donde:

Q: caudal volumétrico de vapor que asciende por la columna

S: sección transversal de la columna

v: velocidad de circulación de la corriente de vapor que circula por la columna

Tomándose la velocidad del vapor como un ochenta por ciento 80% de la velocidad de inundación de la columna, permitiéndose valores de velocidad del vapor comprendidos entre un intervalo del 80-85% del valor correspondiente a la velocidad de inundación de la columna.

$$Q_v = A_n \cdot (0{,}8 \cdot v_F) \rightarrow A_n = \frac{Q_v}{0{,}8 \cdot v_F}$$

Para proceder al cálculo del caudal volumétrico de vapor que circula por la columna, se supondrá que dicho vapor se comporta como un gas ideal, ya que tanto la presión como la temperatura en el interior de la misma son relativamente bajas.

$$Qv = \frac{VRT}{P} = \frac{25{,}7570\left(\frac{kmol}{h}\right)\cdot\frac{10^3(mol)}{1(kmol)}\cdot 0{,}082\left(\frac{atm\cdot l}{K\cdot mol}\right)\cdot(102{,}95+273{,}15)(K)}{1{,}0207(atm)}$$

$$Q_v = 778.242{,}25\left(\frac{L}{h}\right)\cdot\frac{1(h)}{3.600(s)}\cdot\frac{1(m^3)}{10^3(L)} = 0{,}2162\frac{m^3}{s}$$

En cuanto al cálculo de la velocidad de inundación, esta viene dado por la siguiente expresión:

$$v_f = C_f\left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}\right)^{0{,}5}$$

Donde el parámetro "C_f" se calcula con la expresión:

$$C_f = \left[\alpha \log\frac{1}{PF} + \beta\right]\left[\frac{\sigma}{0{,}020}^{0{,}2}\right]$$

Donde:

PF: es el parámetro de flujo

α y β: son parámetros que depende de la relación A_0/A_a donde a su vez A_a es el área activa del plato.

El parámetro de flujo "PF" viene dado por:

$$\text{PF} = \frac{L'}{V'}\left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0{,}5} = \frac{392{,}8022}{19{,}4134}\cdot\left(\frac{0{,}8164}{874{,}4928}\right)^{0{,}5} = 0{,}6182$$

Para el cálculo de los coeficientes "α" y "β" será necesario calcular previamente la relación A_0/A_a que viene dada por la siguiente expresión:

$$\frac{Ao}{Aa} = 0{,}907\left(\frac{d_0}{p'}\right)^2$$

Donde a su vez "d_0" y p' son respectivamente el diámetro de los orificios del plato y el pitch o separación entre orificios.

$$3\ mm < d_0 < 18\ mm$$

Como medida del diámetro de los orificios de los platos se tomará un valor intermedio.

$$d_0 = 12\ mm = 0{,}012\ m$$

En cuanto al pitch o separación entre orificios:

$$2{,}5 \cdot d_0 < p' < 5 \cdot d_0$$

Se tomará el mayor valor posible, es decir:

$$p' = 5 \cdot d_0 = 5 \cdot 12 = 60\ mm = 0{,}060\ m$$

Con estos valores ya se puede calcular la relación A_0/A_a:

$$\frac{Ao}{Aa} = 0{,}907 \left(\frac{d_0}{p'}\right)^2 = 0{,}907 \cdot \left(\frac{0{,}012}{0{,}060}\right)^2 = 0{,}0363$$

Conociendo el valor de esta relación y teniendo en cuenta los datos proporcionado por la "*Figura 6*" se pueden calcular los parámetros "α" y "β":

Figura 18

$$C_F = \left[\alpha \log\left(\frac{1}{PF}\right) + \beta\right]\left[\frac{\sigma}{0{,}020}\right]^{0,2}$$

Donde los parámetros α y β dependen de la relación A_o/A_a:

- Si $A_o/A_a \geq 0{,}1$ $\quad \alpha = 0{,}0744 \cdot t + 0{,}01173$; $\beta = 0{,}0304 \cdot t + 0{,}015$
- Si $A_o/A_a < 0{,}1$, es necesario multiplicar α y β por $5\frac{A_o}{A_a} + 0{,}5$

En este caso, la relación $A_0/A_a < 0{,}1$ y por tanto:

$$\alpha = (0{,}0744 \cdot t + 0{,}01173) \cdot \left(5 \cdot \frac{A_0}{A_a} + 0{,}5\right)$$

$$\beta = (0{,}0304 \cdot t + 0{,}015) \cdot \left(5 \cdot \frac{A_0}{A_a} + 0{,}5\right)$$

Donde "t" es el espaciamiento entre platos, que según fuentes bibliográficas "Perrys Chemical Engineers handbook 1999" es de un metros en este tipo de torres de destilación (torre de rectificación al vació 0,1atm < P < 1,2atm).

$$t = 1\ m$$

$$\alpha = (0{,}0744 \cdot 1 + 0{,}01173) \cdot (5 \cdot 0{,}0363 + 0{,}5) = 0{,}0587$$

$$\beta = (0{,}0304 \cdot 1 + 0{,}015) \cdot (5 \cdot 0{,}0363 + 0{,}5) = 0{,}0309$$

Con el valor de estos parámetros y con el ya calculado de "PF" podemos conocer el coeficiente "C_f":

$$C_f = \left[\alpha \log\frac{1}{PF} + \beta\right]\left[\frac{\sigma}{0{,}020}^{0{,}2}\right]$$

$$C_f = \left[0{,}0587 \cdot \log\frac{1}{0{,}6182} + 0{,}0309\right]\left[\frac{0{,}0599^{0{,}2}}{0{,}020}\right] = 1{,}2301$$

Conociendo el valor del parámetro "C_f" ya se puede abordar el cálculo de la velocidad de inundación:

$$v_f = C_f\left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}\right)^{0{,}5} = 1{,}2301 \cdot \left(\frac{874{,}4928 - 0{,}8164}{0{,}8164}\right)^{0{,}5} = 40{,}2397\frac{m}{s}$$

Con este valor de la velocidad de inundación se puede calcular definitivamente el valor del área neta del plato, que es el área disponible para el paso de fluido:

$$A_n = \frac{Q_v}{0{,}8 \cdot v_F} = \frac{0{,}2162}{0{,}8 \cdot 40{,}2397} = 10{,}8737\ m^2$$

- **Cálculo del área total del plato.**

El área total del palto viene dada por la siguiente expresión:

$$A_t = A_n + 2A_v$$

Donde "A_n" es el área neta ya calculada, y "A_v" es el área correspondiente al vertedero, cuyo valor se determina en función del área total según los valores reflejados en la "*Tabla 8*".

Tabla 19

Longitud derramadero W [x·T]	**Distancia centro torre** x [x·T]	**Porcentaje area usado** (A_v/A_t)
0,55	**0,4181**	**0,03877**
0,6	0,3993	0,05257
0,65	0,2516	0,06899
0,7	0,3562	0,08808
0,75	0,3296	0,11255
0,8	0,1991	0,14145

Se han tomado los valores de la "*Tabla 8*" correspondientes a la primera fila, puesto que según "Perrys Chemical Engineers handbook 1999" son los valores típicos para el diseño de este tipo de columnas de destilación con rectificación.

De este modo:

$$\frac{A_v}{A_t} = 0{,}03877 \quad \rightarrow \quad A_v = 0{,}03877 \cdot A_t$$

Sustituyendo en la expresión del área total anterior:

$$A_t = A_n + 2 \cdot (0{,}03877 \cdot A_t)$$

Despejando el área total y sustituyendo los valores conocidos de las variables involucradas:

$$A_t = \frac{A_n}{1 - 2 \cdot 0{,}03877} = \frac{10{,}8737}{1 - 2 \cdot 0{,}03877} = 11{,}7877\ m^2$$

Y por tanto, el área del vertedero tendrá una superficie de:

$$A_v = 0{,}03877 \cdot A_t = 0{,}03877 \cdot 11{,}7877 = 0{,}4570\ m^2$$

Por tanto, con este valor del área total, se puede obtener directamente el valor del diámetro de la columna de destilación:

$$T = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 11{,}7877}{\pi}} = 3{,}874\ m \approx 4m$$

Los diámetros de los recipientes a presión, se encuentran normalizados, según consta en "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", por lo que el diámetro calculado de tres metros y ochocientos setenta y cuatro milímetros 3,874m se ha aproximado al valor normalizado inmediatamente superior, que en este caso es cuatro metros 4m.

Con este nuevo diámetro de cuatro metros, se recalculan cada una de las áreas calculadas anteriormente:

$$A_t = \pi \cdot \frac{T^2}{4} = \pi \cdot \frac{4^2}{4} = 12{,}5664\ m^2$$

$$A_v = 0{,}03877 \cdot A_t = 0{,}03877 \cdot 12{,}5664 = 0{,}4872\ m^2$$

$$A_{viga} = 0{,}15 \cdot A_t = 0{,}15 \cdot 12{,}5664 = 1{,}8850\ m^2$$

Esta última expresión para el cálculo del área de la viga, se ha obtenido de fuentes bibliográficas como valor típico "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

$$A_a = A_t - 2 \cdot A_v - A_{viga} = 12{,}5664 - 2 \cdot 0{,}4872 - 1{,}8850 = 9{,}7070\ m^2$$

Conociendo estos nuevos valores para las distintas áreas de cada una de las zonas del plato, con el fin verificar si los cálculos del diámetro son correctos, se ha de verificar que la relación entre el área activa y el área total ha de ser de 0,78 ($A_a/A_t \approx 0,78$), tal y como se refleja en la "*Tabla 9*"y además, la relación entre el caudal volumétrico de líquido que desciende por la columna y el diámetro ha de ser inferior a $15 \cdot 10^{-3}$.

Tabla 20

Tabla I. Relaciones entre A_a y A_t.

Diámetro de la torre		A_a/A_t
m	ft	
1,00	3	0,65
1,25	4	0,70
2,00	6	0,74
2,50	8	0,76
3,00	10	0,78

Como nota a añadir, en esta tabla, para diámetros iguales o superiores a tres metros, la relación A_a/A_t es aproximadamente de cero con setenta y ocho.

$$\frac{A_a}{A_t} = \frac{9,7070}{12,5664} = 0,7725 \approx 0,78$$

Por tanto, esta primera condición impuesta por la "*Tabla 9*", extraída de "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", se cumple.

En cuanto a la segunda condición:

$$\frac{Q_l}{T} < 15 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{m \cdot s}$$

$$Q_l = \frac{L'\left(\frac{kmol}{s}\right)}{\rho_l\left(\frac{kmol}{m^3}\right)} = \frac{392,8022\left(\frac{kmol}{h}\right) \cdot \frac{1(h)}{3.600(s)}}{34,8717\left(\frac{kmol}{m^3}\right)} = 0,00304 \frac{m^3}{s} = 3,04 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

$$\frac{Q_l}{T} = \frac{3,04 \cdot 10^{-3}}{4} = 0,00076 \frac{m^3}{m \cdot s} = 0,76 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{m \cdot s} < 15 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{m \cdot s}$$

Y por consiguiente, esta segunda condición también se cumple, verificando los cálculos realizados para obtener el diámetro de la columna de destilación.

Definitivamente, tras contrastar los procedimientos de cálculo numéricos, se obtiene un diámetro para la columna de destilación de cuatro metros 4m.

2.1.3.- Verificación de funcionamiento, lloriqueo, arrastre e inundación

Con el fin de comprobar el correcto funcionamiento de la columna de destilación, se llevarán a cabo una serie de cálculos que verificarán si existe arrastre de líquido hacia platos superiores por parte del vapor o lloriqueo del líquido sobre platos inferiores, lo que provocaría la acumulación sucesiva de líquido en los platos inferiores y un aumento sucesivo de la presión, pudiendo llegar a provocar el colapso de la unidad de rectificación. Tanto en caso como en otro, al llegar materia de un plato, que se encuentra en equilibrio en función de las condiciones de ese plato, a otro plato, ya sea superior o inferior, se modificará el equilibrio de este último, pudiendo no alcanzar el grado de separación deseado.

En primer lugar se comprobará si se produce lloriqueo.

- **Comprobación del lloriqueo.**

El lloriqueo es el fenómeno por el que el líquido acumulado en un plato gotea a través de los orificios de este hacia el plato inmediatamente inferior. Se produce cuando la velocidad de circulación del vapor a través de los orificios de los platos es insuficiente.

Es uno de los problemas de funcionamiento más comunes en este tipo de torres. Es un fenómeno que ha de controlarse meticulosamente, puesto que al caer líquido procedente de un plato, que se encuentra en un determinado equilibrio, al plato inferior, que posee un equilibrio distinto, este último equilibrio se distorsiona, no llegando a alcanzar el grado de separación deseado. Además si la columna presenta lloriqueo, es posible que se vaya acumulando líquido en los platos inferiores, que irán quedando sumergidos poco a poco perdiendo su función. Pero un problema aún mayor conlleva este lloriqueo, ya que a medida que se acumula líquido, aumenta la presión de la columna, pudiendo llegar a explotar si la presión acumulada fuese suficientemente alta.

Se comprueba mediante la siguiente expresión:

$$\frac{v_{vm}\cdot\mu_v}{\sigma\cdot g_c}=0{,}0229\left[\frac{\mu_v^2}{\rho_v\cdot\sigma\cdot g_c\cdot d_o}\frac{\rho_L}{\rho_v}\right]^{0{,}370}\left(\frac{e}{d_o}\right)^{0{,}293}\left(\frac{2\cdot A_a\cdot d_o}{\sqrt{3}\cdot p'^3}\right)^{\frac{2{,}8}{\left(\frac{z}{d_0}\right)^{0{,}724}}}$$

Que despejando la velocidad máxima a la que se produce el lloriqueo (v_{vm}):

$$v_{vm} = \frac{\sigma \cdot g_c}{\mu_v} \cdot 0{,}0229 \left[\frac{\mu_v^2}{\rho_v \cdot \sigma \cdot g_c \cdot d_o} \frac{\rho_L}{\rho_v} \right]^{0{,}379} \left(\frac{e}{d_o} \right)^{0{,}293} \left(\frac{2 \cdot A_a \cdot d_o}{\sqrt{3} \cdot p'^3} \right)^{\frac{2{,}8}{\left(\frac{z}{d_0}\right)^{0{,}724}}}$$

Donde todos los parámetros son conocidos excepto el coeficiente "z" y el parámetro "e" que es el espesor del plato y vendrá dado en función del diámetro de orificio seleccionado.

El parámetro "z" viene dado por la expresión:

$$Z = 2 \cdot x$$

Donde a su vez, "x", que es la distancia desde el centro de la columna, viene dado por la "*Tabla 8*".

Tabla 8

Longitud derramadero W [x·T]	**Distancia centro torre** x [x·T]	**Porcentaje area usado** (A_v/A_t)
0,55	**0,4181**	**0,03877**
0,6	0,3993	0,05257
0,65	0,2516	0,06899
0,7	0,3562	0,08808
0,75	0,3296	0,11255
0,8	0,1991	0,14145

$$x = 0{,}4181 \cdot T = 0{,}4181 \cdot 4 = 1{,}672\ m$$

Con este valor de "x" se calcula el parámetro "z":

$$Z = 2 \cdot x = 2 \cdot 1{,}672 = 3{,}345\ m$$

En cuanto al espesor del plato, viene dado por la "*Tabla 10*", obtenida de "Perrys Chemical Engineers handbook 1999", en función del diámetro de orificio seleccionado y del material de construcción.

Según la "*Tabla 10*":

$$\frac{e}{d_0} = 0{,}16 \quad \rightarrow \quad e = 0{,}16 \cdot d_0 = 0{,}16 \cdot 12 = 1{,}9\ mm = 0{,}0019\ m$$

Con estos valores de "z" y "e" puede procederse al cálculo de la velocidad máxima a la que se produce lloriqueo:

Tabla 21

Tabla IV.
Relaciones entre el diámetro de orificio y el espesor de plato.

d_o		e/d_o	
mm	in	Acero inoxidable	Acero al carbono
3,0	1/8	0,65	
4,5	3/16	0,43	
6,0	1/4	0,32	
9,0	3/8	0,22	0,50
12,0	1/2	0,16	0,38
15,0	5/8	0,17	0,30
18,0	3/4	0,11	0,25

$$v_{vm} = \frac{\sigma \cdot g_c}{\mu_v} \cdot 0{,}0229 \left[\frac{\mu_v^2}{\rho_v \cdot \sigma \cdot g_c \cdot d_o} \frac{\rho_L}{\rho_v}\right]^{0{,}379} \left(\frac{e}{d_o}\right)^{0{,}293} \left(\frac{2 \cdot A_a \cdot d_o}{\sqrt{3} \cdot p'^3}\right)^{\frac{2{,}8}{\left(\frac{z}{d_0}\right)^{0{,}724}}}$$

$$v_{vm} = \frac{0{,}059 \cdot 1}{1{,}17 \cdot 10^{-5}} \cdot 0{,}0229 \left[\frac{(1{,}17 \cdot 10^{-5})^2}{0{,}816 \cdot 0{,}059 \cdot 1 \cdot 0{,}012} \frac{874{,}493}{0{,}816}\right]^{0{,}379} (0{,}16)^{0{,}293} \left(\frac{2 \cdot 9{,}707 \cdot 0{,}012}{\sqrt{3} \cdot 0{,}06^3}\right)^{\frac{2{,}8}{\left(\frac{3{,}345}{0{,}012}\right)^{0{,}724}}}$$

$$v_{vm} = 4{,}012 \frac{m}{s} < 0{,}8 \cdot v_f = 0{,}8 \cdot 40{,}240 = 32{,}192 \frac{m}{s}$$

Puesto que la velocidad máxima a la que se produce lloriqueo es inferior a la velocidad de circulación del vapor en el interior de la columna, que a su vez es el ochenta por ciento de la velocidad de inundación, la columna no llora.

- **Verificación de arrastre.**

El arrastre es el fenómeno por el cual, el vapor que asciende por la columna a través de los orificios de los platos, arrastra pequeñas partículas de líquido hacía el plato superior, rompiendo el equilibrio de este último, pudiendo no llegar a alcanzar el grado de separación deseado.

Junto con el lloriqueo es el problema más común de funcionamiento que presentan este tipo de torres de destilación con rectificación.

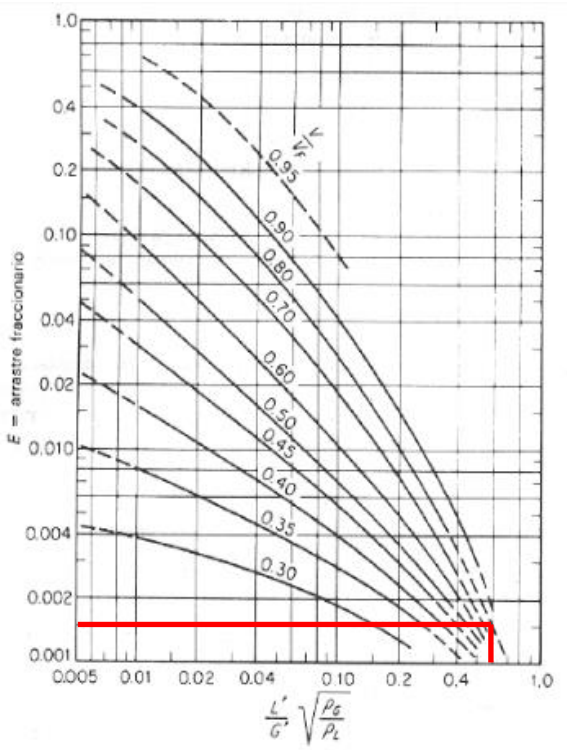
El arrastre que presenta la unidad, se determina a través de la gráfica adjunta "*Figura 7*". Para ello se hace uso de la relación entre la v/vF (0,8) y el valor del PF calculado (0,61).

El arrastre fraccionario según la "*Figura 7*" es de 0,0015, es decir, de un 0,15%.

$$E = 0{,}0015$$

Este arrastre fraccionario es prácticamente despreciable, y no aportará ningún problema al correcto funcionamiento de la columna de absorción.

Figura 19



- **Verificación de la inundación.**

La inundación de la columna es el problema más grave que esta puede presentar en su funcionamiento, ya que podría desembocar en el colapso de la unidad por acumulación de presión, tal y como se ha explicado al comienzo del apartado "verificación del lloriqueo".

Para verificar que no existe inundación en la columna de destilación, ha de cumplirse la siguiente expresión:

$$h_w + h_c + h_E + h_D + h_L + h_R \leq \frac{t}{2}$$

Donde:

h_w: es la altura del derramadero

h_c: es la altura de la cresta de líquido

h_E: es la altura del codo del derramadero

h_D: es la caída de presión en el plato seco

h_L: es la pérdida de carga debida al nivel del líquido en el plato

h_R: es la caída de presión residual

Cada uno de estos términos se calcula a continuación según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

- Cálculo de la altura del derramadero.

Un valor típico de la altura del derramadero es aproximadamente un 10% del espaciamiento entre platos "t".

$$h_W = 10\%t = 0{,}1 \cdot 1 = 0{,}1\ m$$

- Cálculo de la altura de la cresta del líquido.

Para este caso, en el que se ha seleccionado un vertedero de segmentos rectos, se utiliza la ecuación de Francis, que es la ecuación que se muestra a continuación.

$$\frac{Q_L}{W_{ef}} = 1{,}839 \cdot h_c^{3/2}$$

Despejando la altura e introduciendo el término de ancho del vertedero "W", esta expresión queda:

$$h_c = 0{,}667\left(\frac{Ql}{Wef}\right)^{\frac{2}{3}}\left(\frac{Wef}{W}\right)^{\frac{2}{3}}$$

Y a partir de consideraciones geométricas es posible obtener la siguiente relación entre W, Wef y h_c:

$$\left(\frac{Wef}{W}\right)^2 = \left(\frac{T}{W}\right)^2 - \left[\left(\frac{T^2}{W^2} - 1\right)^{0{,}5} + \frac{2hc}{T}\left(\frac{T}{W}\right)\right]^2$$

Combinando todas estas expresiones se llevará a cabo el siguiente procedimiento de cálculo iterativo:

1. Suponemos un h_c
2. Con la segunda expresión, calculamos $(Wef/W)^2$
3. Al conocer W, podemos despejar Wef
4. Con la primera expresión calculamos un nuevo h_c
5. Se repite el procedimiento con este nuevo h_c hasta que coincidan el valor inicial supuesto y el calculado.

$$h_c(supuesto)_1 = 0{,}001\ m$$

$$\left(\frac{Wef}{W}\right)^2 = \left(\frac{T}{W}\right)^2 - \left[\left(\frac{T^2}{W^2} - 1\right)^{0,5} + \frac{2hc}{T}\left(\frac{T}{W}\right)\right]^2$$

Donde "W" es la longitud del derramadero, y viene dada por la "*Tabla 8*" en función del diámetro.

Tabla 8

Longitud derramadero W [x·T]	**Distancia centro torre** x [x·T]	**Porcentaje area usado** (A_v/A_t)
0,55	**0,4181**	**0,03877**
0,6	0,3993	0,05257
0,65	0,2516	0,06899
0,7	0,3562	0,08808
0,75	0,3296	0,11255
0,8	0,1991	0,14145

$$W = 0{,}55 \cdot T = 0{,}55 \cdot 4 = 2{,}2\ m$$

$$\left(\frac{Wef}{W}\right)^2 = \left(\frac{4}{2{,}2}\right)^2 - \left[\left(\frac{4^2}{2{,}2^2} - 1\right)^{0,5} + \frac{2 \cdot 0{,}001}{4}\left(\frac{4}{2{,}2}\right)\right]^2 = 0{,}997$$

$$Wef = \sqrt{0{,}997 \cdot W} = \sqrt{0{,}997 \cdot 2{,}2} = 2{,}197$$

$$h_c(calculado)_1 = 0{,}667\left(\frac{Q_l}{Wef}\right)^{\frac{2}{3}}\left(\frac{Wef}{W}\right)^{\frac{2}{3}} = 0{,}667\left(\frac{0{,}00304}{2{,}197}\right)^{\frac{2}{3}}\left(\frac{2{,}197}{2{,}2}\right)^{\frac{2}{3}} = 0{,}0083\ m$$

$$h_c(supuesto)_1 = 0{,}001\ m \neq h_c(calculado)_1 = 0{,}0083\ m$$

Puesto que el valor de la altura de la cresta del líquido supuesto, no coincido con el calculado, se repite el procedimiento.

$$h_c(supuesto)_2 = h_c(calculado)_1 = 0{,}0083\ m$$

$$\left(\frac{Wef}{W}\right)^2 = \left(\frac{4}{2{,}2}\right)^2 - \left[\left(\frac{4^2}{2{,}2^2} - 1\right)^{0,5} + \frac{2 \cdot 0{,}0083}{4}\left(\frac{4}{2{,}2}\right)\right]^2 = 0{,}977$$

$$Wef = \sqrt{0{,}977 \cdot W} = \sqrt{0{,}977 \cdot 2{,}2} = 2{,}175$$

$$h_c(calculado)_2 = 0{,}667\left(\frac{Q_l}{Wef}\right)^{\frac{2}{3}}\left(\frac{Wef}{W}\right)^{\frac{2}{3}} = 0{,}667\left(\frac{0{,}00304}{2{,}197}\right)^{\frac{2}{3}}\left(\frac{2{,}175}{2{,}2}\right)^{\frac{2}{3}} = 0{,}0083\ m$$

$$h_c(supuesto)_2 = 0{,}0083\ m = h_c(calculado)_2 = 0{,}0083\ m$$

Puesto que el valor supuesto y el calculado coinciden, daremos este valor como válido para la altura de la cresta del líquido.

- Cálculo de la altura del codo del derramadero.

La altura del codo del derramadero viene dada por la siguiente expresión.

$$h_E = \frac{3}{2 \cdot g} \cdot \left(\frac{Q_l}{A_{da}}\right)^2$$

Donde A_{da} es la menor de dos áreas, la del vertedero, A_V, y el área libre entre el vertedero y el plato, A_L; considerándose que el faldón del vertedero se coloca a una altura del plato de h_W - 0,05 m.

$$A_v = 0{,}03877 \cdot A_t = 0{,}03877 \cdot 12{,}5664 = 0{,}4872\ m^2$$

$$A_L = (h_W - 0{,}5) \cdot W = (0{,}1 - 0{,}5) \cdot 2{,}2 = 0{,}11\ m^2$$

Se tomará como A_{da} esta última área, puesto que es la menor de las dos.

$$A_{da} = A_L = 0{,}11\ m^2$$

Conociendo este dato, ya se puede proceder con el cálculo de la altura del codo del derramadero.

$$h_E = \frac{3}{2 \cdot g} \cdot \left(\frac{Q_l}{A_{da}}\right)^2 = \frac{3}{2 \cdot 9{,}807} \cdot \left(\frac{0{,}00304}{0{,}11}\right)^2 = 0{,}00011\ m$$

- Caída de presión en el plato seco.

Se calcula mediante la siguiente expresión:

$$h_D = \left(\frac{{v_o}^2}{{C_o}'}\right)\left(\frac{\rho_v}{2 \cdot g \cdot \rho_L}\right)$$

Donde:

v_0: velocidad del vapor a través de las perforaciones u orificios del plato.
C_0': coeficiente de orificio, depende de la fracción de área abierta y de la relación entre el espesor del plato y el diámetro de orificio.

La velocidad del vapor a través del orificio se calcula a su vez con la siguiente expresión:

$$v_0 = \frac{Q_v}{A_0}$$

Pero para resolver esta ecuación es necesario calcular previamente A_0.

$$\frac{A_o}{A_t} = 0{,}907 \cdot \left(\frac{d_o}{p'}\right)^2 \Rightarrow A_o = 0{,}907 \cdot \left(\frac{d_o}{p'}\right)^2 \cdot A_t$$

$$A_o = 0{,}907 \cdot \left(\frac{d_o}{p'}\right)^2 \cdot A_t = 0{,}907 \cdot \left(\frac{0{,}012}{0{,}060}\right)^2 \cdot 12{,}566 = 0{,}456\, m^2$$

Ahora sí podemos calcular la velocidad de circulación del gas a través del orificio del plato:

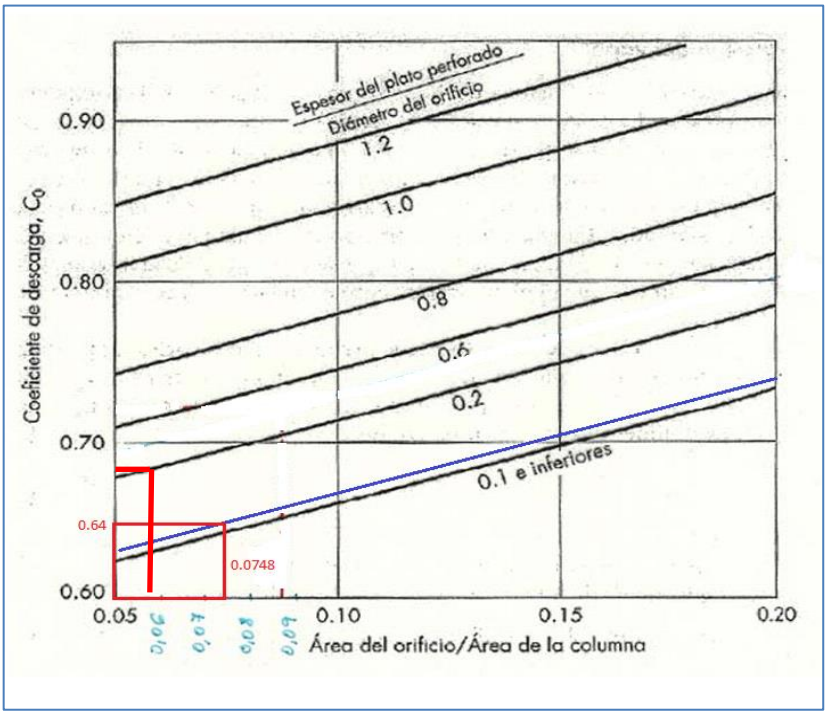
$$v_0 = \frac{Q_v}{A_0} = \frac{0{,}216}{0{,}456} = 0{,}474 \frac{m}{s}$$

En cuanto al coeficiente de orificio este viene dado según la "*Figura 8*" en función de las relaciones A_0/A_t y e/d_0.

$$\frac{A_0}{A_t} = \frac{0{,}456}{12{,}566} = 0{,}0363$$

$$\frac{e}{d_0} = 0{,}16$$

Figura 20



Según la "*Figura* 8":

$$C_0{}' \approx 0{,}68$$

Con el valor del parámetro de orificio y con el de la velocidad de flujo a través de dicho orificio, se puede calcular la pérdida de carga en el plato seco.

$$h_D = \left(\frac{{v_o}^2}{C_o{}'}\right)\left(\frac{\rho_v}{2 \cdot g \cdot \rho_L}\right) = \left(\frac{0{,}474^2}{0{,}68}\right)\left(\frac{0{,}816}{2 \cdot 9{,}807 \cdot 874{,}493}\right) = 1{,}57 \cdot 10^{-5} m$$

– Pérdida de carga debida al nivel de líquido en el plato.

Existen dos correlaciones empíricas que pueden utilizarse para el cálculo de esta pérdida de carga. A continuación se realiza el cálculo con ambas correlaciones, tomando, como medida de seguridad, como correcto aquel con el que se obtenga un mayor valor de perdida de carga.

$$h_L = \beta \cdot (h_W + h_C)$$

Donde el parámetro "β" varía entre 0,4 y 0,7. Se tomará un valor intermedio:

$$\beta = 0{,}6$$

$$h_L = \beta \cdot (h_W + h_C) = 0{,}6 \cdot (0{,}1 + 0{,}0083) = 0{,}065\, m$$

La otra posible correlación es la que sigue:

$$h_L = 6{,}1 \cdot 10^{-3} + 0{,}725 \cdot h_w - 0{,}238 \cdot h_w \cdot V_a \cdot \rho_v^{0{,}5} + 1{,}225 \cdot \frac{Q_L}{z}$$

Donde:

$$V_a = \frac{Q_v}{A_a} = \frac{0{,}216}{9{,}707} = 0{,}0223 \frac{m}{s}$$

$$z = \frac{T + W}{2} = \frac{4 + 2{,}2}{2} = 3{,}1\, m$$

Por tanto:

$$h_L = 6{,}1 \cdot 10^{-3} + 0{,}725 \cdot 0{,}1 - 0{,}238 \cdot 0{,}1 \cdot 0{,}0223 \cdot 0{,}816^{0{,}5} + 1{,}225 \cdot \frac{0{,}00304}{3{,}1} = 0{,}079\, m$$

Nos quedaremos con este último valor, ya que es el mayor de ellos.

– Caída de presión residual.

Viene dada por la siguiente expresión, de la que conocemos todos los parámetros involucrados.

$$h_R = \frac{6 \cdot \sigma \cdot g_c}{\rho_L \cdot d_0 \cdot g} = \frac{6 \cdot 0{,}0599 \cdot 1}{874{,}493 \cdot 0{,}012 \cdot 9{,}807} = 0{,}0035\ m$$

Conocidas todas estas alturas y pérdidas de carga, pude verificarse definitivamente la inundación de la columna de destilación.

$$h_w + h_c + h_E + h_D + h_L + h_R \leq \frac{t}{2}$$

$$0{,}1 + 0{,}0083 + 0{,}00011 + 1{,}57 \cdot 10^{-5} + 0{,}079 + 0{,}0035 = 0{,}19\ m \leq \frac{t}{2} = 0{,}5\ m$$

Al cumplirse esta relación se verifica que la columna de destilación fraccionada al vacío, o torre regeneradora de aminas, no experimenta riesgo de inundación durante su funcionamiento.

2.2.- Cálculos mecánicos de la columna de destilación

En este apartado se aborda el cálculo de los distintos datos de diseño que junto con los resultados de los cálculos hidráulicos, serán necesarios para el correcto montaje de este equipo.

Como nota a tener en cuenta, debido a la naturaleza del producto con el que opera, será necesario un tratamiento térmico una vez realizadas las soldaduras. Además el código de diseño por el que se rigen los cálculos que a continuación son mostrados es el "Código ASME, Sección VIII, División 1".

2.2.1.- Cálculo de la presión de diseño

Es la presión que se requiere en el proceso del que forma parte el recipiente, a la cual trabaja normalmente este. Como medida de seguridad y tal y como se plasma en el "Código ASME, Sección VIII, División I", esta presión de diseño ha de ser siempre mayor a la presión máxima de servicio.

Como norma general, según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", este requisito se satisface utilizando una presión de diseño 30 lb/in^2 o 10% más que la presión de trabajo, la que sea mayor.

$$\mathrm{P_{máx\ TRABAJO}} = 15\ \mathrm{psi} = 103{,}42\ \mathrm{kPa}$$

$$10\%\mathrm{P_{max\ TRABAJO}} = 1{,}5\ \mathrm{psi} = 10{,}34\ \mathrm{kPa}$$

$$30\ \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} = 30\ \text{psi} = 206{,}80\ \text{kPa} > 10\%\text{P}_{\text{max TRABAJO}} = 1{,}5\ \text{psi} = 10{,}34\ \text{kPa}$$

$$P_{DISEÑO} = \text{P}_{\text{max TRABAJO}} + 30\ \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} = 103{,}42 + 206{,}80 = 310{,}22\ kPa = 3{,}06\ atm$$

Por tanto, la presión de diseño de esta unidad es de tres con cero seis atmósferas 3,06 atm.

2.2.2.- Cálculo de la temperatura de diseño

Es la temperatura que se requiere en el proceso del que forma parte el recipiente, a la cual trabaja normalmente este. . Como medida de seguridad y tal y como se plasma en el "Código ASME, Sección VIII, División I", esta temperatura de diseño ha de ser siempre superior a la temperatura máxima de servicio.

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", este requisito se suple utilizando una temperatura de diseño 20ºC superior a la temperatura de trabajo.

La mayor temperatura de trabajo en esta columna se alcanza en colas, donde el calderín introduce la corriente de vapor recalentada.

$$T_{máx\ TRABAJO} = 102{,}95\ ºC$$

$$T_{DISEÑO} = T_{máx\ TRABAJO}(ºC) + 20(ºC) = 102{,}95 + 20 = 122{,}95\ ºC$$

Por tanto, la temperatura de diseño de esta unidad será de ciento veintidós con noventa y cinco grados centígrados 122,95 ºC.

2.2.3.- Cálculo del espesor mínimo de la pared

Se trata del espesor mínimo que ha de tener la pared de la unidad para poder soportar la corrosión producida por los fluidos contenidos en su interior.

Este valor, se obtiene de fuentes bibliográficas, en este caso "Código ASME, Sección VIII, División 1 UG-27", según el cual, el espesor mínimo viene dado por la siguiente expresión.

$$t_{min}(mm) = 5 + t_{corrosión}(mm)$$

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el espesor mínimo por corrosión que ha de tener la columna de destilación según la naturaleza de los fluidos que se tratan (ácidos inorgánicos y compuestos sulfurados), es de seis milímetros 6mm.

$$t_{corrosión} = 6\ mm$$

$$t_{min}(mm) = 5 + t_{corrosión}(mm) = 5 + 6 = 11\ mm$$

Por tanto, el espesor mínimo de la unidad será de once milímetros 11mm.

En caso de que el espesor debido a la presión interna obtenido sea inferior al mínimo, se cogerá este último valor por motivos de seguridad.

2.2.4.- Cálculo del espesor de la pared debido a la presión interna

El cálculo del espesor para recipientes cilíndricos a presión sometidos a presión interna, viene dado por las siguientes expresiones según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

Espesor debido a la tensión cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P}$$

Donde:

t: espesor de la pared (m)
P: presión de diseño de la columna (Pa)
R: radio de la columna (m)
S: se corresponde con el 90% de la tensión admisible del material de construcción de la columna, en este caso, acero inoxidable SS-316 (Pa)
E: eficacia de la soldadura

Espesor debido a la tensión longitudinal:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0{,}4 \cdot P}$$

Se calcularán ambos espesores y, como medida de seguridad, se tomará como valor de diseño el mayor de ellos, al que habrá que sumar posteriormente un sobreespesor debido a la corrosión.

Debido a la naturaleza de los compuestos con los que se trata y a sus condiciones de operación, se asumirá un sobreespesor por corrosión de seis milímetros 6mm. Este sobreespesor habrá de ser sumado al espesor de la pared debido a la presión interna obtenido.

Para estos cálculos se ha supuesto que las soldaduras son ideales, siendo su eficacia la unidad. Además, se conoce que la tensión máxima que soporta el acero inoxidable es de 1.170 kg_f/cm^2.

$$E = 1$$

$$S = 90\%S_{máx} = 0{,}9 \cdot S_{máx} = 0{,}9 \cdot 1.170 = 1.053\frac{kg_f}{cm^2} = 1{,}03 \cdot 10^8\ Pa$$

Espesor debido a la tensión cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} = \frac{310.211(Pa) \cdot 2(m)}{1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 - 0{,}6 \cdot 310.211(Pa)} = 0{,}006\ m = 6\ mm$$

El espesor debido a la tensión cilíndrica es de seis milímetros 6mm.

Espesor debido a la tensión longitudinal:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0{,}4 \cdot P} = \frac{310.211(Pa) \cdot 2(m)}{2 \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 - 0{,}4 \cdot 310.211(Pa)} = 0{,}003\ m = 3\ mm$$

El espesor debido a las tensiones longitudinales es de tres milímetros 3mm.

Como ya se ha indicado anteriormente, como medida de seguridad y tal y como se especifica en "Código ASME, Sección VIII, División 1, Norma UG-27", se tomará como espesor de diseño la suma del mayor de estos espesores y el sobreespesor por corrosión.

De esta forma:

$$t_{DISEÑO} = t + t_{corrosión} = 6 + 6 = 12\ mm$$

El espesor de diseño de la columna de destilación es por tanto de doce milímetros 12mm.

2.2.5.- Diseño de los fondos, dimensiones y espesor

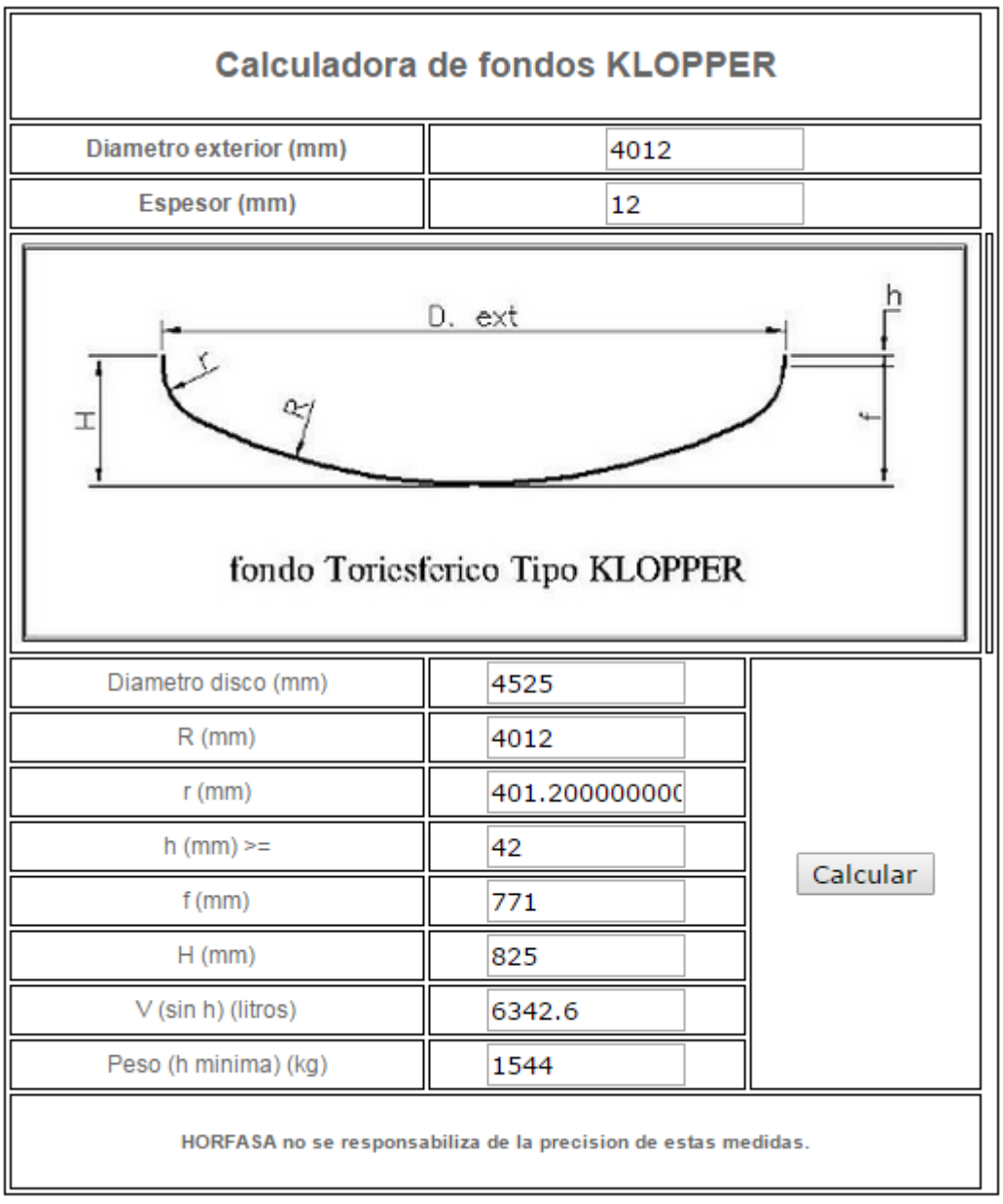
Respecto a los fondos, se ha optado por fondos de tipo Klopper, ya que las especificaciones acerca del diseño de este tipo de fondos incluyen que la presión del sistema no rebase los 7 kg/cm2 (6,7 atm) y que la temperatura del equipo no supere los 350ºC, condiciones que se cumplen en base a los valores de presión y temperatura presentados al inicio del sistema. El radio de curvatura empleado en el diseño del fondo en cuestión, se identifica, en base al diámetro de la unidad según la siguiente expresión "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

$$R_{curvatura} = R_{equipo} = \frac{T}{2} = \frac{4}{2} = 2\ m$$

El radio de diseño de los fondos de tipo Klopper será de dos metros 2m.

Conociendo el tipo de fondo y su diámetro se ha utilizado una herramienta de cálculo virtual (Calculadora para dimensionar un fondo toriesférico tipo Klopper (R=D) según DIN-28011) para obtener las dimensiones características de los fondos de esta unidad. Los resultados se muestran en la "*Figura 9*".

Figura 21



Sabiendo que la altura del cilindro de la torre es:

$$h_{cilindro} = (N-1) \cdot t = (13-1) \cdot 1 = 12\, m$$

Se resta 1 ya que el número de etapas equivale al número de equilibrios que tienen lugar en el equipo, y estos tienen lugar tanto en los platos como en el calderín, por lo que habrá que restar el calderín.

Podemos proceder a calcular la altura total de la torre de destilación, incluyendo los fondos.

$$h_{Torre} = h_{cilindro} + 2 \cdot H_{Fondos} = 12 + 2 \cdot 0{,}852 = 13{,}65\ m$$

La altura total de la torre de destilación es de trece metros y setenta y cinco centímetros 13,65m.

En cuanto al espesor de estos fondos, según se expresa en la bibliografía "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", viene dado por la siguiente expresión:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E + 1{,}8 \cdot P} = \frac{310.211(Pa) \cdot 4(m)}{2 \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 + 1{,}8 \cdot 310.211(Pa)} = 0{,}012\ m = 12\ mm$$

$$t_{FONDO} = t + t_{corrosión} = 6 + 6 = 12\ mm$$

Como medida de seguridad, se tomará el mayor valor de entre el espesor de diseño para la unidad y el espesor de los fondos.

En este caso, el espesor de los fondos es mayor al de diseño de la columna, de forma que el espesor de diseño para estos fondos es de doce milímetros 12mm.

2.2.6.- Cálculo del peso de la columna

Para calcular el peso de la unidad se tendrá en cuenta el volumen de acero necesario para la construcción del cilindro por un lado, y por otro el volumen de acero empleado para la construcción de los platos y dispositivos de sujeción internos que pudiese haber en la misma.

- Peso de la columna sin platos ni dispositivos internos.

Volumen de acero empleado en la construcción del cilindro.

$$V_{CILINDRO} = S \cdot t = \pi \cdot T \cdot h \cdot t = \pi \cdot 4 \cdot 12 \cdot 0{,}012 = 1{,}812\ m^3$$

Volumen de acero empleado en los fondos. Expresión según fuentes bibliográficas "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

$$V_{FONDO} = 0{,}0809 \cdot T^2 \cdot t_{FONDO} = 0{,}0809 \cdot 4^2 \cdot 0{,}012 = 0{,}016\ m^3$$

De esta forma, el volumen total de acero empleado para la construcción de la columna con sus respectivos fondos, vendrá dado por la siguiente expresión.

$$V_{Columna-Vacía} = V_{CILINDRO} + 2 \cdot V_{FONDO} = 1{,}844\ m^3$$

Sabiendo que la densidad del material empleado para la construcción, acero inoxidable SS-316, es de unos 7.900 kg/m^3 según la bibliografía, se calcula el peso de la columna vacía de la forma que sigue.

$$\rho_{SS-316} = 7.900 \frac{kg}{m^3}$$

$$P_{Columna-Vacía} = V_{Columna-Vacía} \cdot \rho_{SS-316} = 1{,}844(m^3) \cdot 7.900 \left(\frac{kg}{m^3}\right) = 14.564\ kg$$

El peso de la columna vacía es de unos catorce mil quinientos sesenta y cuatro kilogramos 14.564kg.

- Peso del relleno y de los dispositivos internos.

Estimación del volumen de acero empleado en la construcción de los platos.

$$V_{Plato} = S \cdot e = \pi \cdot \frac{T^2}{4} \cdot e = \pi \cdot \frac{4^2}{4} \cdot 0{,}002 = 0{,}024\ m^3$$

Puesto que los platos han de fabricarse en acero inoxidable SS-316.

$$P_{Plato} = V_{Platos} \cdot \rho_{SS-316} = 0{,}024(m^3) \cdot 7.900 \left(\frac{kg}{m^3}\right) = 190{,}61\ kg$$

En tanto que disponemos de 12 platos:

$$P_{Platos} = (N-1) \cdot P_{Plato} = (13-1) \cdot 190{,}61 = 2.287{,}3\ kg$$

En cuanto al peso de las vigas y demás dispositivos de sujeción según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", estos suponen un diez por ciento 10% del peso del cilindro.

$$P_{vigas} = 10\% P_{Columna-Vacía} = 0{,}1 \cdot 14.564 = 1.456{,}4\ kg$$

El peso total de internos de la columna de destilación será:

$$P_{INTERNOS} = P_{Platos} + P_{vigas} = 2.287{,}3 + 1.456{,}4 = 3.743{,}7\ kg$$

El peso total de los dispositivos internos es de tres mil setecientos cuarenta y tres con siete kilogramos 3.743,7kg.

- Peso total de la columna de destilación.

De este modo, el peso total de la columna se obtendría de la suma del peso de la columna vacía y el peso de los dispositivos internos.

$$P_{C.D.} = P_{Columna-Vacía} + P_{INTERNOS} = 14.564 + 3.743{,}7 = 18.308\ kg$$

El peso total de la columna de destilación es de unos dieciocho mil trescientos ocho kilogramos 18.308kg.

2.2.7.- Cálculo de las cargas debidas al viento

Las cargas a la que se encuentra sometida la estructura debido a la acción del viento se calculan como viene establecido en el "Código Técnico de Edificación (CTE), según la norma DB-SE AE (Acciones en la Edificación)".

$$P_{viento}\left(\frac{kg_f}{m^2}\right) = p \cdot c \cdot k \cdot m$$

Donde:

p: presión dinámica del viento

c: coeficiente eólico de sobrecarga total

k: factor eólico de esbeltez

m: coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras

El valor numérico de estos factores viene reflejado en tablas que se encuentra normalizadas según el "Código Técnico de Edificación (CTE), según la norma DB-SE AE (Acciones en la Edificación)".

Tabla 3

Tabla 5.1

Presión dinámica del viento

Altura de coronación del edificio sobre el terreno en m, cuando la situación topográfica es		Velocidad del viento *v*		Presión dinámica *w*
Normal	Expuesta	m/s	km/h	kg/m²
De 0 a 10	—	28	102	50
De 11 a 30	—	34	125	75
De 31 a 100	De 0 a 30	40	144	100
Mayor de 100	De 31 a 100	45	161	125
—	Mayor de 100	49	176	150

El valor del coeficiente "p" (presión dinámica del viento), viene recogido en la "*Tabla 3*" en función de la altura del equipo y de su exposición al viento.

Según la "*Tabla 3*", el coeficiente "p" toma el siguiente valor:

$$p = 100 \frac{kg_f}{m^2}$$

El valor del coeficiente "c" (coeficiente eólico de sobrecarga total) viene expresado en la "*Tabla 4*" en función del tipo de construcción (cilíndrica) y su superficie (muy lisa).

Tabla 4

Tabla 5.3

Coeficiente eólico de sobrecarga total en una construcción

Clase de construcción	Coeficiente eólico *c*
Construcciones prismáticas	
De planta rectangular o combinación de rectángulos	1,2
De planta octogonal o análoga	1,0
Construcciones cilíndricas	
De superficie rugosa o nervada	0,8
De superficie muy lisa	0,6
Construcciones esféricas	
Esferas o semiesferas	0,4
Casquetes esféricos de relación altura: diámetro $\leq$ 1:4	0,2

De este modo, según la "*Tabla 4*", el coeficiente "c" toma el siguiente valor:

$$c = 0{,}6$$

El valor del coeficiente "k" (factor eólico de esbeltez) viene expresado en la "*Tabla 5*", en función de la relación h/b, donde "h" sería la altura total de la torre y "b" el diámetro de la misma.

$$\frac{h}{b} = \frac{h_{C.D.}}{D} = \frac{13{,}65}{4} = 3{,}4$$

Tabla 5

Tabla 5.5 Factor eólico de esbeltez			
Esbeltez: $\frac{h}{b}$ si $h>b$ $\frac{b}{h}$ si $b>h$	1 a 5	10	60 o mayor
Factor eólico de esbeltez k	1	1,25	1,50
Valores intermedios pueden interpolarse linealmente.			

Según la "*Tabla 5*" el coeficiente "k" toma el siguiente valor:

$$k = 1$$

Por último, el parámetro "m" (coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras) viene expresado en la "*Tabla 6*" en función del diámetro exterior.

Hay que señalar que para diámetros superiores a dos metros, este coeficiente toma como valor la unidad.

Tabla 6

Diámetro exterior (mm) (Incluyendo calorifugado)	Coeficiente m
$D \leq 500$	1,50
$500 < D \leq 1000$	1,40
$1000 < D \leq 1500$	1,30
$1500 < D \leq 2000$	1,25

Según la "*Tabla 6*" el coeficiente "m" toma el siguiente valor:

$$m = 1$$

Una vez conocidos los valores de todos los parámetros involucrados en la expresión presentada al comienzo de este apartado, ya se puede proceder al cálculo de las cargas debidas al viento.

$$P_{viento}\left(\frac{kg_f}{m^2}\right) = p \cdot c \cdot k \cdot m = 100 \cdot 0{,}6 \cdot 1 \cdot 1 = 60\frac{kg_f}{m^2}$$

La carga final por viento será de sesenta kilogramos fuerza por metro cuadrado 60kg_f/m^2.

2.2.8.- Cálculo de las cargas debidas a seísmos.

Las cargas sísmicas a las que podría estar sometido el equipo se calcularán según la "Norma ASCE 7-2005". Como nota aclaratoria ASCE son las siglas de American Society of Civil Engineers.

Los recipientes de diseñan considerando que el efecto del seísmo es una carga estática lateral cuyo valor viene dado por la siguiente expresión:

$$V = Z \cdot K \cdot C \cdot S \cdot W$$

Donde:

V: carda estática lateral equivalente al efecto del seísmo en el equipo
Z: factor sísmico
K: coeficiente de estructura
C: factor de flexibilidad
S: factor de suelo y cimentación
W: peso del recipiente

El coeficiente "Z" viene dado por la "*Tabla 7*" en función de la zona de peligrosidad símica en la que se vaya a instalar el recipiente. Esta tabla se ha obtenido de la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", en la que también se estipula la zona sísmica en la que se encuentra el municipio de San Roque (Cádiz).

Tabla 7

Zona sísmica	Valor de Z
Primera	0,1875
Segunda	0,3750
Tercera	0,7500

Según la "*Tabla* 7" se obtiene el siguiente valor para el coeficiente Z:

$$Z = 0{,}3750$$

En lo que respecta el coeficiente "K" (coeficiente de estructura), según la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", un valor típico para torres con una relación h/D superior a dos h/D > 2 es el que sigue:

$$K = 2$$

En cuanto al coeficiente "C", según la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", su valor está limitado entre cero con cero cuatro 0,04 y cero con doce 0,12. Como medida de seguridad y poniéndonos en el peor de los casos se tomará el mayor valor posible, en este caso cero con doce 0,12.

$$C = 0{,}12$$

El coeficiente "S" (coeficiente de suelo y cimentación) depende directamente del coeficiente anterior "C", ya que según "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02" el producto de ambos nunca debe superar el valor de cero con catorce C·S ≤ 0,14. Como medida de seguridad y poniéndonos en el peor de los casos se tomará el mayor valor posible, en este caso:

$$C \cdot S \leq 0{,}14$$

En el peor de los casos:

$$C \cdot S = 0{,}14$$

Despejando el parámetro "S":

$$S = \frac{0{,}14}{C} = \frac{0{,}14}{0{,}12} = 1{,}167$$

Una vez conocidos los valores de todos los parámetros y coeficientes presentes en la ecuación expuesta al comienzo de este apartado, podemos proceder al cálculo de las cargas que podría sufrir la estructura en caso de seísmo.

$$V = Z \cdot K \cdot C \cdot S \cdot W = 0{,}3750 \cdot 2 \cdot 0{,}12 \cdot 1{,}167 \cdot 18.307 = 1.922{,}3\ kg_f$$

La máxima carga que soportaría la estructura debida a un seísmo sería de unos mil novecientos veintidós con tres kilogramos fuerza 1.922,3kg_f.

- Cálculo vibratorio.

El análisis vibratorio del equipo se llevará a cabo siempre y cuando se cumplan las siguientes dos condiciones simultáneamente, según se especifica en la Norma ASCE-7.

1. Altura total de la columna mayor de 30 metros.
2. Ha de cumplirse la siguiente expresión W/(L·D)2 ≤ 25. Donde "W" es el peso en lb, "L" la altura en ft y "D" el diámetro del equipo en ft.

$$\frac{W}{(L \cdot D)^2} \leq 25$$

$$W = 18.307\ kg = 40.361\ lb$$

$$L = 13{,}65\ m = 44{,}78\ ft$$

$$D = 4\ m = 13{,}12\ ft$$

$$\frac{W}{(L \cdot D)^2} = \frac{40.361}{(44{,}78 \cdot 13{,}12)^2} = 0{,}117 \leq 25$$

La primera condición no se cumple, y aunque la segunda si lo hace, no se ha de realizar el análisis vibratorio.

2.2.9.- Cálculo del espesor del faldón

Un faldón es el soporte de uso más frecuente y el más satisfactorio para las columnas y recipientes verticales. Se une por soldadura continua a la cabeza y por lo general, el tamaño requerido de esta soldadura determina el espesor del faldón.

Para el cálculo del tamaño de la soldadura, es necesario conocer la eficacia de dicha soldadura. Estos valores vienen reflejados en la "Norma UW 12" que a su vez consta en el "Código ASME, División VIII, Sección 1".

$$Esf = P_{viento} \cdot D \cdot h = 60 \cdot 4{,}012 \cdot 13{,}65 = 3.276\ kg_f$$

Donde:

Esf: esfuerzo del faldón
D: diámetro del faldón ($D_{C.A.}$ + t)
h: altura de la torre

Conociendo el esfuerzo, se puede calcular el momento que soporta el faldón:

$$M = Esf \cdot h_{FALDÓN} = 3.276 \cdot \frac{13{,}65}{2} = 22.358{,}7\ kg_f \cdot m$$

Siendo el momento real:

$$M_T = \mathrm{M} - h_T \cdot (Esf - 0{,}5 \cdot P_{viento} \cdot D \cdot h_T)$$

$$M_T = 22.358{,}7 - 0{,}45 \cdot (3.276 - 0{,}5 \cdot 60 \cdot 4{,}012 \cdot 0{,}45) = 20.909\ kg_f \cdot m$$

Conocido el momento real que soporta el faldón, se puede calcular el espesor del mismo, que viene dado por la siguiente expresión según "Código ASME, División VIII, Sección 1, Norma UW 12".

$$t_{FALDÓN} = \frac{120 \cdot M_T}{D^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E}$$

Donde:

S: valor del esfuerzo del material, acero al carbono CS-304

E: eficacia de la junta del faldón (0,6 para soldadura a tope)

$$t_{FALDÓN} = \frac{120 \cdot 20.909}{4{,}012^2 \cdot \pi \cdot 1{,}05 \cdot 10^7 \cdot 0{,}6} = 0{,}0079\ m = 8\ mm$$

El faldón será por tanto, una chapa de acero de ocho milímetros 8mm, de espesor.

2.3.- Resumen del equipo C.D.

Como resumen de la columna de destilación se presenta la siguiente tabla resumen:

Capacidad de tratamiento	398,37 kmol/h de amina rica
Diámetro	4 m
Altura	13,65 m
Nº de platos	12
Relación de reflujo	0,0301 ($R_{INTERNA}$ = L/D)
Presión de diseño	3,06 atm
Temperatura de diseño	122,95 ºC
Espesor	12 mm
Tipo de fondo	Klopper
Diámetro del fondo	2 m
Peso de la unidad	18.307,41 kg
Carga por viento	60 kg_f/m^2
Carga por seísmos	1.922,28 kg_f
Análisis vibratorio	No
Espesor del faldón	8 mm

2.4.- Diseño del botellón de reflujo

Se diseña un depósito para la acumulación del reflujo de la columna. El fluido que sale de la torre por cabeza, tras pasar por el condensador, se acumula en el depósito de reflujo.

A continuación se indican los pasos básicos que se llevan a cabo tanto para el dimensionamiento como para el diseño mecánico de este equipo.

El caudal de entrada a este depósito será igual al caudal de salida del mismo, y se corresponde con la corriente identificada como "V".

$$V = 25{,}757 \frac{kmol}{h}$$

Pero para el diseño de esta unidad se utilizarán caudales volumétricos, por lo que será necesario utilizar la densidad molar de esta corriente una vez condensada. Este dato de densidad molar se ha tomado directamente del software de simulación Aspen Plus V.8.4.

$$\rho_V = 15{,}39 \frac{kmol}{m^3}$$

$$Q_V = \frac{V}{\rho_V} = \frac{25{,}757 \frac{kmol}{h}}{15{,}39 \frac{kmol}{m^3}} = 1{,}674 \frac{m^3}{h}$$

La capacidad del depósito de reflujo depende directamente del tiempo de residencia del líquido en su interior. Según las recomendaciones para este tipo de equipos, "Stanley M. Walas, Chemical Process Equipment Selection and Desing, 1990" se considera un tiempo suficiente de 15 minutos tal y como se plasma en la siguiente tabla:

Tipo de recipiente	**t_r (min)**
Botellón de reflujo	15
Depósitos que alimentan una torre de absorción o de destilación	10-20
Depósitos que alimentan un horno	30

Así, el volumen mínimo del botellón de reflujo es:

$$(V_{B.R.})_{min} = t_r \cdot Q_V = 15(min) \cdot 1{,}674 \left(\frac{m^3}{h}\right) \cdot \frac{1(h)}{60(min)} = 0{,}418\, m^3$$

Además, su capacidad de llenado nunca se debe superar el 90% del volumen del recipiente, por lo tanto el volumen de este es un poco mayor:

$$V_{B.R.} = \frac{(V_{B.R.})_{min}}{0{,}9} = \frac{0{,}418}{0{,}9} = 0{,}465\ m^3$$

Para hallar el valor de las dimensiones óptimas y, así, realizar un diseño óptimo con el mínimo material es necesario obtener la relación entre la longitud y el diámetro del depósito.

Existe un procedimiento válido para presiones inferiores a 1.000 psi para realizar un diseño óptimo en depósitos a presión "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

En primer lugar se calcula el valor del coeficiente F:

$$F = \frac{P_{Diseño}}{t_{corrosión} \cdot S_{SS-316} \cdot E}$$

En esta expresión se conocen todos los valores de las variables involucradas, excepto la presión de diseño de este recipiente, que se calcula a continuación.

$$\mathrm{P_{máx\ TRABAJO}} = 8\ \mathrm{psi} = 55{,}158\ \mathrm{kPa}$$

$$10\%\mathrm{P_{max\ TRABAJO}} = 0{,}8\ \mathrm{psi} = 5{,}516\ \mathrm{kPa}$$

$$30\ \frac{\mathrm{lb}}{\mathrm{in}^2} = 30\ \mathrm{psi} = 206{,}80\ \mathrm{kPa} > 10\%\mathrm{P_{max\ TRABAJO}} = 0{,}8\ \mathrm{psi} = 5{,}516\ \mathrm{kPa}$$

$$P_{DISEÑO} = \mathrm{P_{max\ TRABAJO}} + 30\ \frac{\mathrm{lb}}{\mathrm{in}^2} = 55{,}158 + 206{,}80 = 261{,}96\ kPa = 2{,}59\ atm$$

Por tanto, ya se puede calcular F:

$$F = \frac{P_{Diseño}}{t_{corrosión} \cdot S_{SS-316} \cdot E} = \frac{261.960(Pa)}{0{,}006(m) \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 0{,}6} = 0{,}7047\ m^{-1}$$

Con este coeficiente y el valor del volumen del recipiente, se recurre la siguiente gráfica "*Figura 10*", obtenida de "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", donde se obtiene el diámetro óptimo del depósito.

Para poder introducir los valores del volumen y el factor F en la gráfica, será necesario realizar los siguientes cambios de unidades.

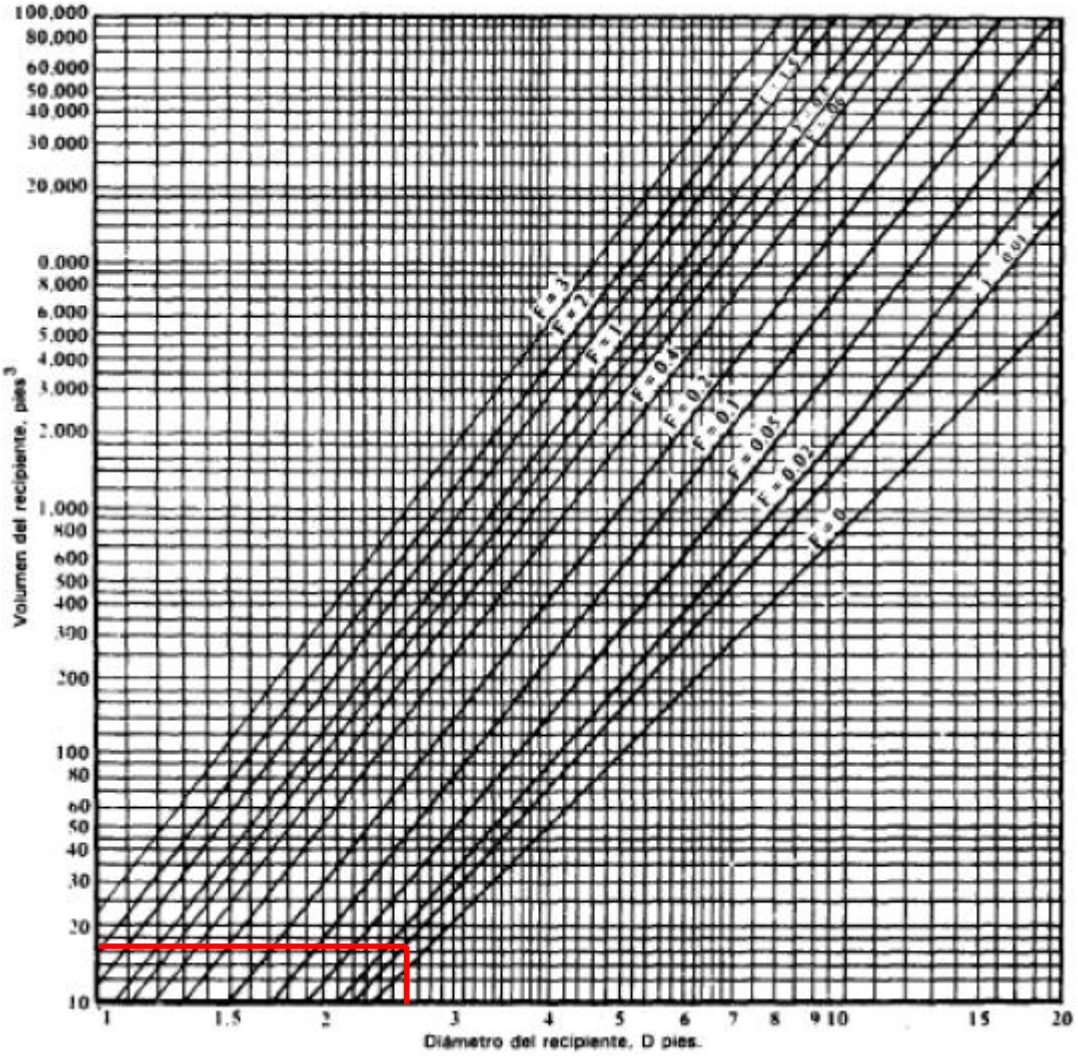
$$V_{B.R.} = 0{,}465\ m^3 \cdot \left(\frac{1\ ft}{0{,}3048\ m}\right)^3 = 16{,}5\ ft^3$$

$$F = 0{,}7047\ m^{-1} \cdot \frac{0{,}0254\ m}{1\ in} = 0{,}0179 in^{-1}$$

Por tanto, según se puede observar en la "*Figura 10*":

$$D = 2{,}6\ ft \cdot \frac{0{,}3048\ m}{1\ ft} = 0{,}792\ m$$

Figura 22



Por tanto, según la "*Figura 10*" el diámetro óptimo para este depósito sería de cero con setecientos noventa y dos metros 0,792 m, que corresponde con un diámetro comercial de treinta y tres pulgadas 33in, es decir, cero con ochocientos treinta y ocho metros 0,838m.

Si se simplifica la forma del depósito considerando cabezales planos, la longitud de la carcasa cilíndrica se calcula geométricamente con la siguiente ecuación:

$$V_{B.R.} = S \cdot L = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot L$$

Despejando y sustituyendo los valores conocidos:

$$L = \frac{4 \cdot V_{B.R.}}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 0{,}465}{\pi \cdot 0{,}838^2} = 0{,}842\ m$$

La longitud óptima del separador considerando los cabezales planos (sin fondos), es de cero con ochocientos cuarenta y dos metros 0,842 m.

En cuanto al espesor mínimo que ha de tener la pared de la unidad para poder soportar la corrosión producida por los fluidos contenidos en su interior.

Este valor, se obtiene de fuentes bibliográficas, en este caso "Código ASME, Sección VIII, División 1 UG-27", según el cual, el espesor mínimo viene dado por la siguiente expresión.

$$t_{min}(mm) = 5 + t_{corrosión}(mm)$$

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el espesor mínimo por corrosión que ha de tener el recipiente según la naturaleza de los fluidos que se tratan (ácidos inorgánicos y compuestos sulfurados), es de seis milímetros 6mm.

$$t_{corrosión} = 6\ mm$$

$$t_{min}(mm) = 5 + t_{corrosión}(mm) = 5 + 6 = 11\ mm$$

Por tanto, el espesor mínimo de la unidad será de once milímetros 11mm.

A continuación se calcula el espesor debido a la presión interna de esta unidad, de modo que se tomará el mayor de los valores de entre este espesor por presión interna, al que se le ha de sumar el correspondiente sobreespesor por corrosión, y el espesor mínimo.

El cálculo del espesor para recipientes cilíndricos a presión sometidos a presión interna, viene dado por las siguientes expresiones según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

Espesor debido a la tensión cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P}$$

Donde:

t: espesor de la pared (m)

P: presión de diseño (Pa)

R: radio del recipiente (m)

S: se corresponde con el 90% de la tensión admisible del material de construcción de la columna, en este caso, acero inoxidable SS-316 (Pa)

E: eficacia de la soldadura

Espesor debido a la tensión longitudinal:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0{,}4 \cdot P}$$

Se calcularán ambos espesores y, como medida de seguridad, se tomará como valor de diseño el mayor de ellos, al que habrá que sumar posteriormente un sobreespesor debido a la corrosión.

Debido a la naturaleza de los compuestos con los que se trata y a sus condiciones de operación, se asumirá un sobreespesor por corrosión de seis milímetros 6mm. Este sobreespesor habrá de ser sumado al espesor de la pared debido a la presión interna obtenido.

Para estos cálculos se ha supuesto que las soldaduras son ideales, siendo su eficacia la unidad. Además, se conoce que la tensión máxima que soporta el acero inoxidable es de 1.170 kg_f/cm^2.

$$E = 1$$

$$S = 90\% S_{máx} = 0{,}9 \cdot S_{máx} = 0{,}9 \cdot 1.170 = 1.053 \frac{kg_f}{cm^2} = 1{,}03 \cdot 10^8\ Pa$$

Espesor debido a la tensión cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} = \frac{261.960(Pa) \cdot \frac{0{,}8382}{2}(m)}{1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 - 0{,}6 \cdot 261.960(Pa)} = 0{,}001\ m = 1\ mm$$

El espesor debido a la tensión cilíndrica es de un milímetro 1mm.

Espesor debido a la tensión longitudinal:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0{,}4 \cdot P} = \frac{261.960(Pa) \cdot \frac{0{,}8382}{2}(m)}{2 \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 - 0{,}4 \cdot 261.960(Pa)} = 0{,}0005\ m = 0{,}5\ mm$$

El espesor debido a las tensiones longitudinales es de cero con cinco milímetros 0,5mm.

Como ya se ha indicado anteriormente, como medida de seguridad y tal y como se especifica en "Código ASME, Sección VIII, División 1, Norma UG-27", se tomará como espesor de diseño la suma del mayor de estos espesores y el sobreespesor por corrosión.

De esta forma:

$$t_{DISEÑO} = t_{min} = 11mm$$

El espesor de diseño del botellón es por tanto de once milímetros 11mm.

Respecto a los fondos, se ha optado por fondos de tipo Klopper, ya que las especificaciones acerca del diseño de este tipo de fondos incluyen que la presión del sistema no rebase los 7 kg/cm2 (6,7 atm) y que la temperatura del equipo no supere los 350ºC, condiciones que se cumplen en base a los valores de presión y temperatura presentados al inicio del sistema. El radio de curvatura empleado en el diseño del fondo en cuestión, se identifica, en base al diámetro de la unidad según la siguiente expresión "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

$$R_{curvatura} = R_{equipo} = \frac{D}{2} = \frac{0{,}838}{2} = 0{,}419\ m$$

El radio de diseño de los fondos de tipo Klopper será de cero con cuatrocientos diecinueve metros 0,4192m.

Conociendo el tipo de fondo y su diámetro se ha utilizado una herramienta de cálculo virtual (Calculadora para dimensionar un fondo toriesférico tipo Klopper (R=D) según DIN-28011) para obtener las dimensiones características de los fondos de esta unidad. Los resultados se muestran en la "*Figura 11*".

Podemos proceder a calcular la longitud total del botellón de reflujo, incluyendo los fondos.

$$L_{B.R.} = L + 2 \cdot H_{Fondos} = 0{,}842 + 2 \cdot 0{,}209 = 1{,}261\ m$$

La longitud total del botellón de reflujo es de un metro y doscientos sesenta y un milímetros 1,261m.

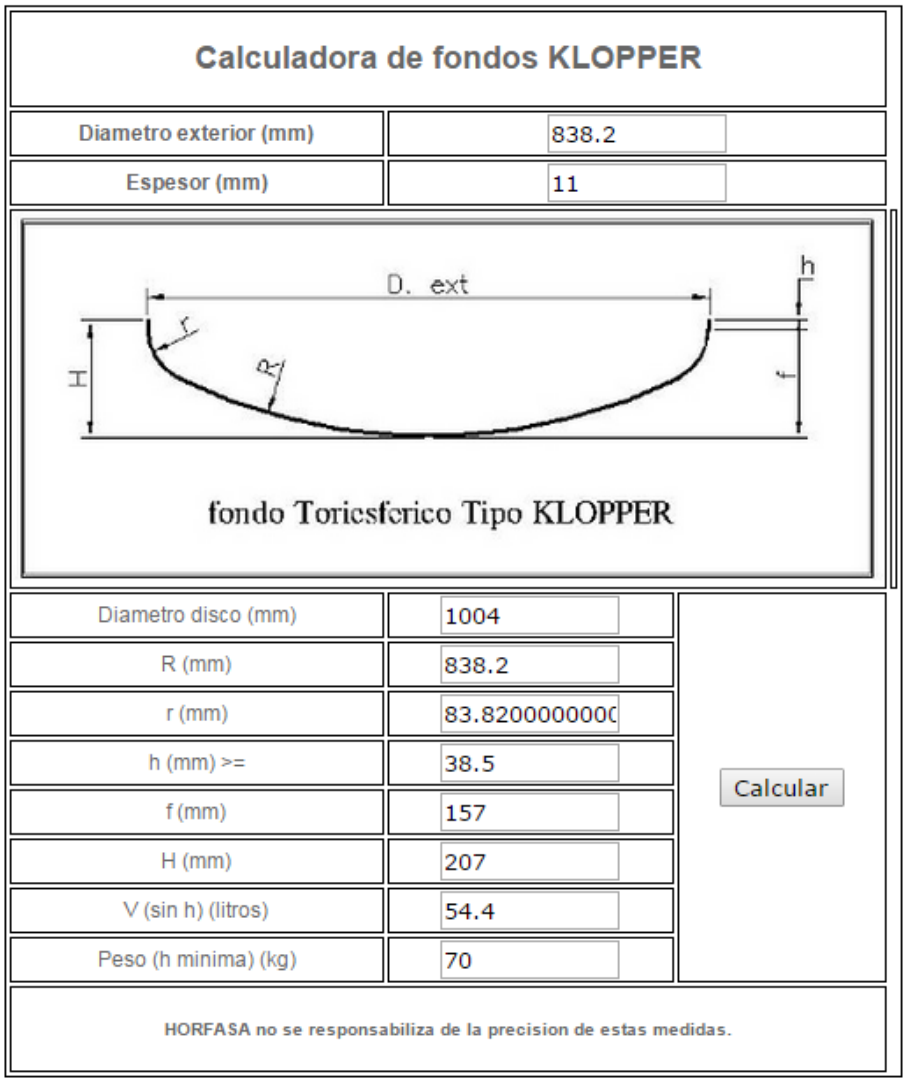
En cuanto al espesor de estos fondos, según se expresa en la bibliografía "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", viene dado por la siguiente expresión:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E + 1{,}8 \cdot P} = \frac{261.960(Pa) \cdot 0{,}838(m)}{2 \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 + 1{,}8 \cdot 261.960(Pa)} = 0{,}0011\ m = 1{,}1\ mm$$

$$t_{FONDO} = t_{min} = 11mm$$

Como medida de seguridad, se tomará el mayor valor de entre el espesor de diseño para la unidad y el espesor de los fondos.

Figura 23



En este caso se ha tomado como espesor de los fondos el espesor mínimo para que resista a la corrosión, que es de once milímetros.

Al añadir los fondos, se aumenta la capacidad del recipiente como sigue:

$$V_{TOTAL} = V_{B.R.} + 2 \cdot V_{Fondo} = 0{,}465 + 2 * 54{,}5 \cdot 10^{-3} = 0{,}519\ m^3$$

Por tanto, como resumen del botellón de reflujo:

Capacidad	0,519 m^3 de vapor condensado
Diámetro	0,838 m
Longitud	1,260 m
Espesor	11 mm
Tipo de fondo	Klopper
Diámetro del fondo	0,419 m

3.- DISEÑO DE LOS SEPARADORES GAS-LÍQUIDO

En este apartado de la memoria de cálculo se aborda con detalle cada uno de los procedimientos seguidos para el cálculo y dimensionamiento de las unidades de separación de gas-líquido del presente proyecto. Además de los procedimientos de cálculo numérico, se detallaran todas aquellas suposiciones y simplificaciones que se hayan tenido en cuenta para el correcto desarrollo de los mismos.

Es necesario señalar que en el presente documento no se plasmarán los cálculos necesarios para el diseño de los dispositivos internos de los separadores gas-líquido, ya que estos se tratarán como equipos auxiliares a los dos principales, que son la columna de absorción con aminas o columna de absorción y la columna regeneradora de aminas o columna de destilación fraccionada a vacío, no entrando en detalle a la hora de especificar su funcionamiento interno. Así, en este documento, solo se reflejarán los cálculos correspondientes al dimensionamiento y posibles cargas a las que pueden estar sometidos estos equipos.

También es necesario mencionar, que la planta objetivo de diseño en el presente P.F.C. consta de dos separadores gas-líquido. El primero de ellos, el denominado separador a alta presión o S-1, es el que se encuentra en la línea de acondicionamiento de la alimentación de la columna de absorción, y el segundo, denominado separador gas-líquido a baja presión, es el que acondiciona la corriente de amina rica proveniente de la columna de absorción para su posterior tratamiento en la columna de destilación.

Además, los balances de materia a estas unidades de separación gas-líquido se han realizado en su totalidad utilizando el software de simulación Aspen Plus V8.4, siendo los resultados de los mismos, expresando las concentraciones en forma de fracciones molares, los siguientes:

Separador G-L a alta presión, S-1			
Componentes	**Alimentación**	**Gas**	**Líquido**
Gasoil (n-C12)	0,169	0,000	0,323
Butano (n-C4)	0,265	0,031	0,477
Monoaromáticos (C8)	0,016	0,000	0,031
H_2	0,459	0,915	0,046
S	0,001	0,000	0,002
H_2S	0,091	0,054	0,121
Caudal Volumétrico	93,95 (m^3/h)	25,56 (m^3/h)	68,40 (m^3/h)

De esta forma, el separador gas-líquido a alta presión o S-1, elimina prácticamente todos los hidrocarburos de la corriente de alimentación de la columna de absorción junto con la totalidad del azufre elemental que esta contenía.

Separador G-L a baja presión, S-2			
Componentes	**Alimentación**	**Gas**	**Líquido**
Gasoil (n-C12)	0,000	0,000	0,000
Butano (n-C4)	0,000	0,066	0,000
Monoaromáticos (C8)	0,000	0,000	0,000
H_2	0,001	0,772	0,000
S	0,000	0,000	0,000
H_2S	0,062	0,162	0,062
DEA	0,063	0,000	0,063
H_2O	0,873	0,000	0,875
Caudal Volumétrico	10,05 (m^3/h)	0,03 (m^3/h)	10,02 (m^3/h)

Este separador gas líquido a baja presión o S-2, elimina los hidrocarburos y el hidrógeno molecular que pudiesen quedar en la corriente de amina rica que alimentará la columna de destilación una vez acondicionada. Aun así, a la salida del mismo se situará un filtro de carbón activo para la eliminación de cualquier posible reste de hidrocarburos que quedase en la corriente líquida, ya que estos perjudicarían al funcionamiento de la columna de destilación o columna regeneradora de aminas.

3.1.- Diseño del separador gas-líquido a alta presión, S-1

Este separador gas-líquido es el que elimina los hidrocarburos y el azufre elemental de la corriente de alimentación a la columna de absorción. Es de vital importancia, ya que la presencia de estos compuestos produciría la formación de productos secundarios muy difíciles de separar y facilitarían la degradación de la amina.

3.1.1.- Consideraciones de diseño

Para el diseño hidráulico de los separadores gas-líquido se han establecido los siguientes valores para los parámetros indicados según "Stanley M. Walas, Chemical Process Equipment Selection and Desing 1990".

Tal y como se muestra en la siguiente tabla, los tiempos hidráulicos de residencia para depósitos que alimentan una torre de destilación o de absorción varían entre 10 y 20 minutos. Para el cálculo de esta unidad se ha tomado como tiempo de residencia t_r = 20 min.

Tipo de recipiente	t_r (min)
Botellón de reflujo	15
Depósitos que alimentan una torre de absorción o de destilación	10-20
Depósitos que alimentan un horno	30

Además, tal y como se puede observar en la "*Figura 12*", obtenida de "Stanley M. Walas, Chemical Process Equipment Selection and Desing 1990", la relación típica entre la altura y el diámetro de este tipo de equipos es L/D = 5, ya que la presión a la que este opera es de 1.000psi.

Figura 24

P (psig)	0–250	251–500	501+
L/D	3	4	5

Luego:

$$t_r = 20\,\text{min} \quad ; \quad \frac{L}{D} = 5$$

Además, puesto que la relación L/D es superior a 2 y se trata de un dispositivo de separación gas-líquido tipo coalescedor, se trata de un recipiente a presión que será dispuesto de forma vertical.

3.1.2.- Cálculos hidráulicos

Según "Stanley M. Walas, Chemical Process Equipment Selection and Desing 1990", el diámetro para coalescedores en disposición vertical con relaciones L/D superiores a 2, vendrá dado por la siguiente expresión.

$$D = \left(\frac{Q_V \cdot t_r}{\frac{L}{D} \cdot \frac{\pi}{4}}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{93{,}95\left(\frac{m^3}{h}\right) \cdot \frac{1(h)}{60(min)} \cdot 20(min)}{5 \cdot \frac{\pi}{4}}\right)^{\frac{1}{3}} = 1{,}998\,m \approx 2m$$

Los diámetros de los recipientes a presión, se encuentran normalizados, según consta en "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", por lo que el diámetro calculado de un metro y novecientos noventa y ocho milímetros 1,998m se ha aproximado al valor normalizado inmediatamente superior, que en este caso es dos metros 2m.

Por tanto, la altura será:

$$\frac{L}{D} = 5 \quad \rightarrow \quad L = 5 \cdot D = 5 \cdot 2 = 10\, m$$

Según el diámetro obtenido, la altura de este equipo debería ser de diez metros 10 m.

En cuanto, al volumen, al tratarse de un cilindro vertical, se obtendrá de la siguiente forma:

$$V = S \cdot L = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot L = \pi \cdot \frac{2^2}{4} \cdot 10 = 31{,}416\, m^3$$

Pero según el método propuesto por "Stanley M. Walas, Chemical Process Equipment Selection and Desing 1990", el volumen calculado a partir de la expresión del diámetro anterior, sería el correspondiente a una capacidad de trabajo del 100% del volumen del recipiente, por lo que considerando que la capacidad normal de trabajo de este tipo de dispositivos es del 50%, el volumen calculado es la mitad del necesario y por tanto:

$$V_{Diseño} = 2 \cdot V_{CALCULADO} = 2 \cdot 31{,}416 = 62{,}832\, m^3$$

Con este nuevo volumen, se redimensiona el equipo:

$$V = L \cdot S = L \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

Sabiendo que la relación L/D = 5 y despejando en función de D:

$$\frac{L}{D} = 5 \quad \rightarrow \quad L = 5 \cdot D$$

Sustituyendo en la expresión anterior:

$$V = \frac{5 \cdot \pi}{4} \cdot D^3$$

Y despejando el diámetro y sustituyendo el valor de V como $V_{Diseño}$:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{Diseño}}{5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 62{,}832}{5 \cdot \pi}} = 2{,}519\, m \approx 2{,}5\, m$$

En este caso se ha redondeado a la baja el diámetro al correspondiente diámetro normalizado, puesto que al considerar que el volumen calculado es la mitad que el de diseño, se está aceptando que la unidad trabaja a una capacidad correspondiente a un llenado del 50% de esta, pero el margen de funcionamiento del mismo se encuentra entre el 30% y el 60%, siendo esta aproximación del diámetro más que aceptable.

En cuanto a la altura:

$$\frac{L}{D} = 5 \quad \rightarrow \quad L = 5 \cdot D = 5 \cdot 2{,}5 = 12{,}5\ m$$

Por tanto, el volumen real del recipiente será:

$$V_{REAL} = L \cdot S = L \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 12{,}5 \cdot \frac{\pi \cdot 2{,}5^2}{4} = 61{,}359\ m^3$$

Siendo el volumen real de la unidad de sesenta y un con trescientos cincuenta y nueve metros cúbicos 61,359 m^3.

Pero este volumen real del equipo, es inferior al volumen de diseño, por lo que habrá de comprobarse que la capacidad a la que trabaja esta unidad se encuentra entre los márgenes aceptables para este tipo de dispositivos.

$$\%Llenado = 50\% \frac{V_{Diseño}}{V_{REAL}} = \frac{0{,}5 \cdot V_{Diseño}}{V_{REAL}} \cdot 100 = \frac{0{,}5 \cdot 62{,}832}{61{,}359} \cdot 100 = 51{,}2\%$$

El equipo trabaja a una capacidad correspondiente a un 51,2% de llenado del equipo, que se encuentra en el rango aceptable porcentaje de llenado de 30% - 60%, luego la unidad trabajará sin presentar ningún problema.

3.1.3.- Cálculos mecánicos

En este apartado se aborda el cálculo de los distintos datos de diseño que junto con los resultados de los cálculos hidráulicos, serán necesarios para el correcto montaje de este equipo.

Como nota a tener en cuenta, debido a la naturaleza del producto con el que opera, será necesario un tratamiento térmico una vez realizadas las soldaduras. Además el código de diseño por el que se rigen los cálculos que a continuación son mostrados es el "Código ASME, Sección VIII, División 1".

3.1.3.1.- Cálculo de la presión de diseño

Es la presión que se requiere en el proceso del que forma parte el recipiente, a la cual trabaja normalmente este. Como medida de seguridad y tal y como se plasma en el "Código ASME, Sección VIII, División I", esta presión de diseño ha de ser siempre mayor a la presión máxima de servicio.

Como norma general, según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", este requisito se satisface utilizando una presión de diseño 30 lb/in^2 o 10% más que la presión de trabajo, la que sea mayor.

$$\mathrm{P_{máx\ TRABAJO}} = 1.000\ \mathrm{psi} = 6.894{,}76\ \mathrm{kPa}$$

$$10\%\mathrm{P_{max\ TRABAJO}} = 100\ \mathrm{psi} = 689{,}48\ \mathrm{kPa}$$

$$30\ \frac{\mathrm{lb}}{\mathrm{in}^2} = 30\ \mathrm{psi} = 206{,}80\ \mathrm{kPa} < 10\%\mathrm{P_{max\ TRABAJO}} = 100\ \mathrm{psi} = 689{,}48\ \mathrm{kPa}$$

$$P_{DISEÑO} = \mathrm{P_{max\ TRABAJO}} + 10\%\mathrm{P_{max\ TRABAJO}} = 1{,}1 \cdot \mathrm{P_{max\ TRABAJO}} = 1{,}1 \cdot 6.894{,}76$$

$$P_{DISEÑO} = 7.584{,}24\ kPa = 74{,}85\ atm$$

Por tanto, la presión de diseño de esta unidad es de setenta y cuatro con ochenta y cinco atmósferas 74,85 atm.

3.1.3.2.- Cálculo de la temperatura de diseño

Es la temperatura que se requiere en el proceso del que forma parte el recipiente, a la cual trabaja normalmente este. . Como medida de seguridad y tal y como se plasma en el "Código ASME, Sección VIII, División I", esta temperatura de diseño ha de ser siempre superior a la temperatura máxima de servicio.

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", este requisito se suple utilizando una temperatura de diseño 20ºC superior a la temperatura de trabajo.

La mayor temperatura de trabajo en esta columna se alcanza en colas, donde el calderín introduce la corriente de vapor recalentada.

$$T_{máx\ TRABAJO} = 32{,}22\ ºC$$

$$T_{DISEÑO} = T_{máx\ TRABAJO}(ºC) + 20(ºC) = 32{,}22 + 20 = 52{,}22\ ºC$$

Por tanto, la temperatura de diseño de esta unidad será de cincuenta y dos con veintidós grados centígrados 122,95 ºC.

3.1.3.3.- Cálculo del espesor mínimo de la pared

Se trata del espesor mínimo que ha de tener la pared de la unidad para poder soportar la corrosión producida por los fluidos contenidos en su interior.

Este valor, se obtiene de fuentes bibliográficas, en este caso "Código ASME, Sección VIII, División 1 UG-27", según el cual, el espesor mínimo viene dado por la siguiente expresión.

$$t_{min}(mm) = 5 + t_{corrosión}(mm)$$

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el espesor mínimo por corrosión que ha de tener el separador gas-líquido según la naturaleza de los fluidos que se tratan (ácidos inorgánicos y compuestos sulfurados), es de seis milímetros 6mm.

$$t_{corrosión} = 6\ mm$$

$$t_{min}(mm) = 5 + t_{corrosión}(mm) = 5 + 6 = 11\ mm$$

Por tanto, el espesor mínimo de la unidad será de once milímetros 11mm.

En caso de que el espesor debido a la presión interna obtenido sea inferior al mínimo, se cogerá este último valor por motivos de seguridad.

3.1.3.4.- Cálculo del espesor de la pared debido a la presión interna

El cálculo del espesor para recipientes cilíndricos a presión sometidos a presión interna, viene dado por las siguientes expresiones según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

Espesor debido a la tensión cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P}$$

Donde:

t: espesor de la pared (m)
P: presión de diseño del separador (Pa)
R: radio del separador (m)
S: se corresponde con el 90% de la tensión admisible del material de construcción de la columna, en este caso, acero inoxidable SS-316 (Pa)
E: eficacia de la soldadura

Espesor debido a la tensión longitudinal:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0{,}4 \cdot P}$$

Se calcularán ambos espesores y, como medida de seguridad, se tomará como valor de diseño el mayor de ellos, al que habrá que sumar posteriormente un sobreespesor debido a la corrosión.

Debido a la naturaleza de los compuestos con los que se trata y a sus condiciones de operación, se asumirá un sobreespesor por corrosión de seis milímetros 6mm. Este sobreespesor habrá de ser sumado al espesor de la pared debido a la presión interna obtenido.

Para estos cálculos se ha supuesto que las soldaduras son ideales, siendo su eficacia la unidad. Además, se conoce que la tensión máxima que soporta el acero inoxidable es de 1.170 kg_f/cm^2.

$$E = 1$$

$$S = 90\%S_{máx} = 0{,}9 \cdot S_{máx} = 0{,}9 \cdot 1.170 = 1.053\frac{kg_f}{cm^2} = 1{,}03 \cdot 10^8\ Pa$$

Espesor debido a la tensión cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} = \frac{7.584.235(Pa) \cdot 1{,}25(m)}{1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 - 0{,}6 \cdot 7.584.235(Pa)} = 0{,}096\ m = 96\ mm$$

El espesor debido a la tensión cilíndrica es de noventa y seis milímetros 96mm.

Espesor debido a la tensión longitudinal:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0{,}4 \cdot P} = \frac{7.584.235(Pa) \cdot 1{,}25(m)}{2 \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 - 0{,}4 \cdot 7.584.235(Pa)} = 0{,}045\ m = 45\ mm$$

El espesor debido a las tensiones longitudinales es de cuarenta y cinco milímetros 45mm.

Como ya se ha indicado anteriormente, como medida de seguridad y tal y como se especifica en "Código ASME, Sección VIII, División 1, Norma UG-27", se tomará como espesor de diseño la suma del mayor de estos espesores y el sobreespesor por corrosión.

De esta forma:

$$t_{DISEÑO} = t + t_{corrosión} = 96 + 6 = 102\ mm$$

El espesor de diseño del separador gas-líquido es por tanto de ciento dos milímetros 102mm.

3.1.3.5.- Diseño de los fondos, dimensiones y espesor

Respecto a los fondos, se ha optado por fondos de tipo Korbbogen, ya que una de las especificaciones acerca del diseño de este tipo de fondos incluye que la presión del sistema rebase los 7 kg/cm^2 (6,7 atm), condición que se cumple en base a los valores de presión presentados al inicio del sistema. El radio de curvatura empleado en el diseño del fondo en cuestión, se identifica, en base al diámetro de la unidad según la siguiente expresión "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

$$R_{curvatura} = \frac{0{,}8 \cdot D}{2} = \frac{0{,}8 \cdot 2{,}5}{2} = 1\ m$$

El radio de diseño de los fondos de tipo Korbbogen será de un metro 1 m.

Conociendo el tipo de fondo y su diámetro se ha utilizado una herramienta de cálculo virtual (Calculadora para dimensionar un fondo semielíptico tipo Korbbogen (R=0,8D) según DIN-28013) para obtener las dimensiones características de los fondos de esta unidad. Los resultados se muestran en la "*Figura 13*".

Sabiendo que la altura del cilindro del separador es:

$$h_{cilindro} = 12{,}5\ m$$

Podemos proceder a calcular la altura total del separador gas-líquido, incluyendo los fondos.

$$h_{S-1} = h_{cilindro} + 2 \cdot H_{Fondos} = 12{,}5 + 2 \cdot 1{,}033 = 14{,}566\ m$$

La altura total del separador gas-líquido de alta presión o S-1 es de catorce metros y quinientos sesenta y seis milímetros 14,566m.

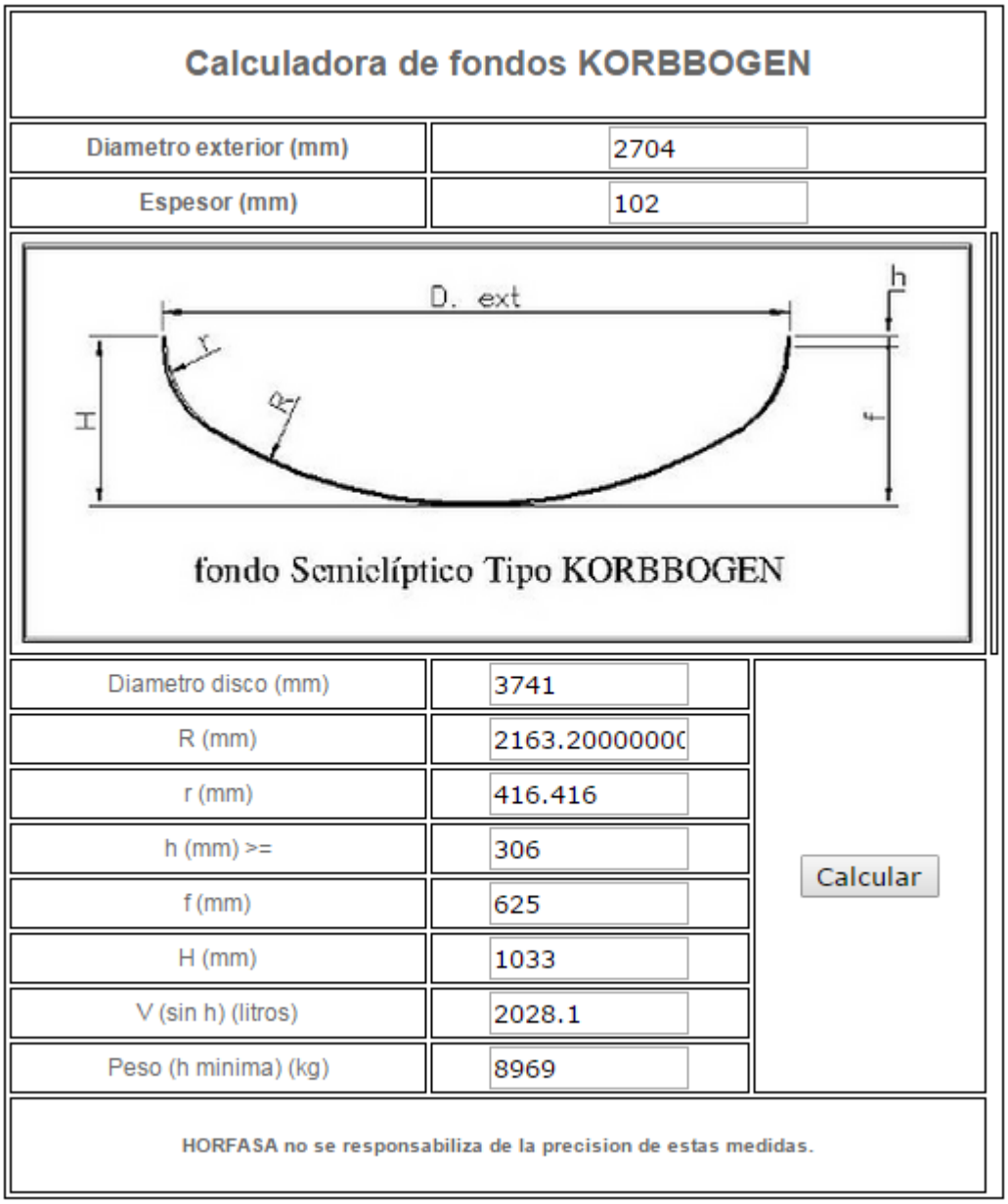
Al añadir los fondos, se aumenta la capacidad del recipiente como sigue:

$$V_{TOTAL} = V_{S-1} + 2 \cdot V_{Fondo} = 61{,}359 + 2 * 2{,}028 = 65{,}415\ m^3$$

Pero este volumen total del equipo, es superior al volumen de diseño (al que habrá que sumar el volumen de los fondos), por lo que habrá de comprobarse que la capacidad a la que trabaja esta unidad se encuentra entre los márgenes aceptables para este tipo de dispositivos.

$$\%Llenado = 50\% \frac{V_{Diseño}}{V_{TOTAL}} = \frac{0{,}5 \cdot V_{Diseño}}{V_{TOTAL}} \cdot 100 = \frac{0{,}5 \cdot (62{,}832 + 2 \cdot 2{,}028)}{65{,}415} \cdot 100 = 45{,}22\%$$

Figura 25



El equipo trabaja a una capacidad correspondiente a un 45,22% de llenado del equipo, que se encuentra en el rango aceptable de porcentajes de llenado de 30% - 60%, luego la unidad trabajará sin presentar ningún problema de funcionamiento.

En cuanto al espesor de estos fondos, según se expresa en la bibliografía "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", viene dado por la siguiente expresión:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E + 1{,}8 \cdot P} = \frac{7.584.235(Pa) \cdot 2{,}5(m)}{2 \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 + 1{,}8 \cdot 7.584.235(Pa)} = 0{,}086\ m = 86\ mm$$

$$t_{FONDO} = t + t_{corrosión} = 86 + 6 = 92\ mm$$

El espesor de diseño para estos fondos es de noventa y dos milímetros 92mm.

3.1.3.6.- Cálculo del peso del separador

Para calcular el peso de la unidad se tendrá en cuenta el volumen de acero necesario para la construcción del cilindro, ya que no se entrará en detalle en el diseño y consideraciones de los dispositivos internos.

Volumen de acero empleado en la construcción del cilindro.

$$V_{CILINDRO} = S \cdot t = \pi \cdot T \cdot h \cdot t = \pi \cdot 2{,}5 \cdot 12{,}5 \cdot 0{,}102 = 11{,}673\, m^3$$

Volumen de acero empleado en los fondos. Expresión según fuentes bibliográficas "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

$$V_{FONDO} = 0{,}0809 \cdot T^2 \cdot t_{FONDO} = 0{,}0809 \cdot 2{,}5^2 \cdot 0{,}92 = 0{,}052\, m^3$$

De esta forma, el volumen total de acero empleado para la construcción del separador gas-líquido con sus respectivos fondos, vendrá dado por la siguiente expresión.

$$V_{Total} = V_{CILINDRO} + 2 \cdot V_{FONDO} = 11{,}786\, m^3$$

Sabiendo que la densidad del material empleado para la construcción, acero inoxidable SS-316, es de unos 7.900 kg/m^3 según la bibliografía, se calcula el peso de la unidad de la forma que sigue.

$$\rho_{SS-316} = 7.900 \frac{kg}{m^3}$$

$$P = V_{Total} \cdot \rho_{SS-316} = 11{,}786(m^3) \cdot 7.900 \left(\frac{kg}{m^3}\right) = 93.034\, kg$$

El peso del separador gas-líquido S-1 es de aproximadamente noventa y tres mil treinta y cuatro kilogramos 93.034 kg.

3.1.3.7.- Cálculo de las cargas debidas al viento

Las cargas a la que se encuentra sometida la estructura debido a la acción del viento se calculan como viene establecido en el "Código Técnico de Edificación (CTE), según la norma DB-SE AE (Acciones en la Edificación)".

$$P_{viento}\left(\frac{kg_f}{m^2}\right) = p \cdot c \cdot k \cdot m$$

Donde:

p: presión dinámica del viento

c: coeficiente eólico de sobrecarga total

k: factor eólico de esbeltez

m: coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras

El valor numérico de estos factores viene reflejado en tablas que se encuentra normalizadas según el "Código Técnico de Edificación (CTE), según la norma DB-SE AE (Acciones en la Edificación)".

El valor del coeficiente "p" (presión dinámica del viento), viene recogido en la "*Tabla 3*" en función de la altura del equipo y de su exposición al viento.

Según la "*Tabla 3*", el coeficiente "p" toma el siguiente valor:

$$p = 100 \frac{kg_f}{m^2}$$

Tabla 3

Tabla 5.1

Presión dinámica del viento

Altura de coronación del edificio sobre el terreno en m, cuando la situación topográfica es		Velocidad del viento *V*		Presión dinámica *W*
Normal	Expuesta	m/s	km/h	kg/m2
De 0 a 10	—	28	102	50
De 11 a 30	—	34	125	75
De 31 a 100	De 0 a 30	40	144	100
Mayor de 100	De 31 a 100	45	161	125
—	Mayor de 100	49	176	150

El valor del coeficiente "c" (coeficiente eólico de sobrecarga total) viene expresado en la "*Tabla 4*" en función del tipo de construcción (cilíndrica) y su superficie (muy lisa).

Tabla 4

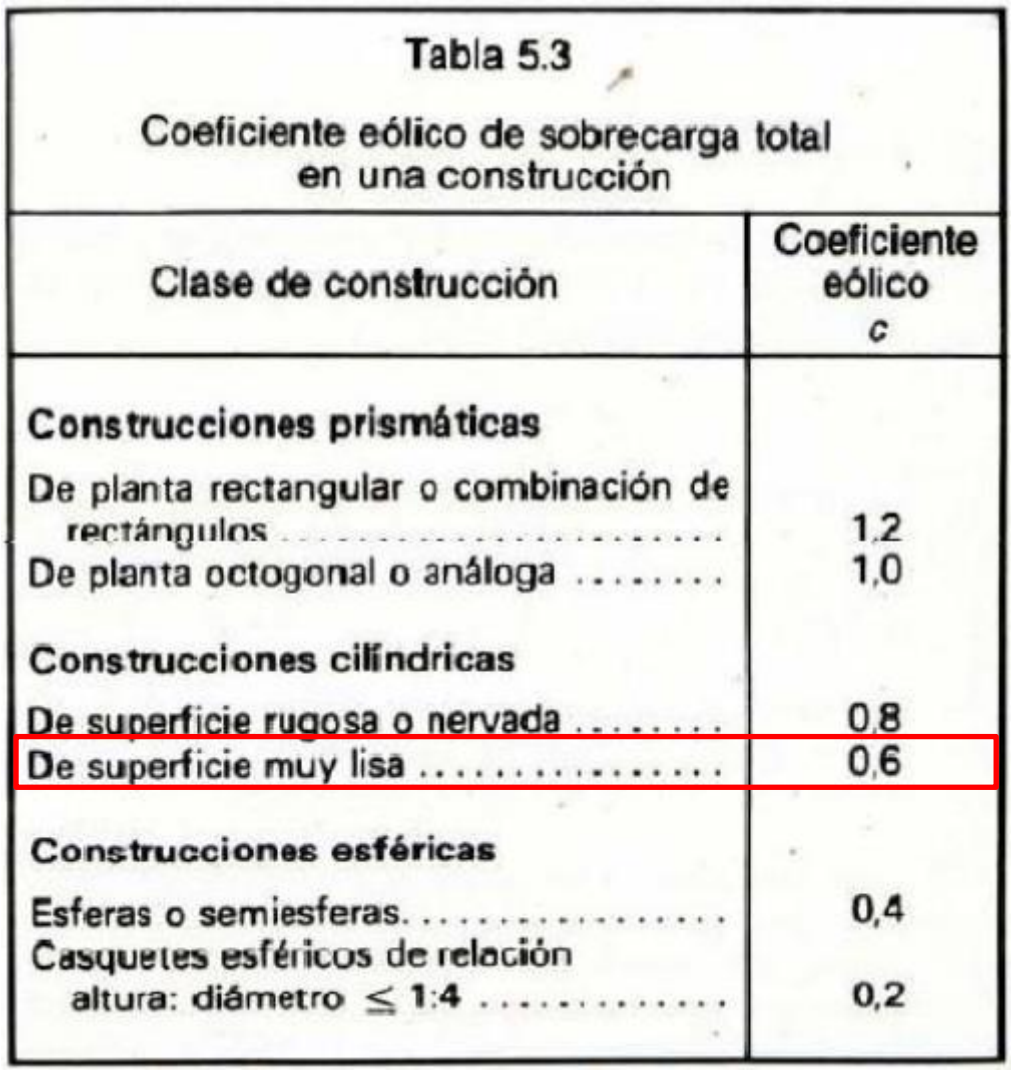


Tabla 5.3

Coeficiente eólico de sobrecarga total en una construcción

Clase de construcción	Coeficiente eólico *c*
Construcciones prismáticas	
De planta rectangular o combinación de rectángulos	1,2
De planta octogonal o análoga	1,0
Construcciones cilíndricas	
De superficie rugosa o nervada	0,8
De superficie muy lisa	0,6
Construcciones esféricas	
Esferas o semiesferas	0,4
Casquetes esféricos de relación altura: diámetro ≤ 1:4	0,2

De este modo, según la "*Tabla 4*", el coeficiente "c" toma el siguiente valor:

$$c = 0{,}6$$

El valor del coeficiente "k" (factor eólico de esbeltez) viene expresado en la "*Tabla 5*", en función de la relación h/b, donde "h" sería la altura total de la unidad y "b" el diámetro de la misma.

$$\frac{h}{b} = \frac{h_{S-1}}{D} = \frac{14{,}566}{2{,}5} = 5{,}826$$

Según la "*Tabla 5*" e interpolando, el coeficiente "k" toma el siguiente valor:

$$k = 1{,}041$$

Tabla 5

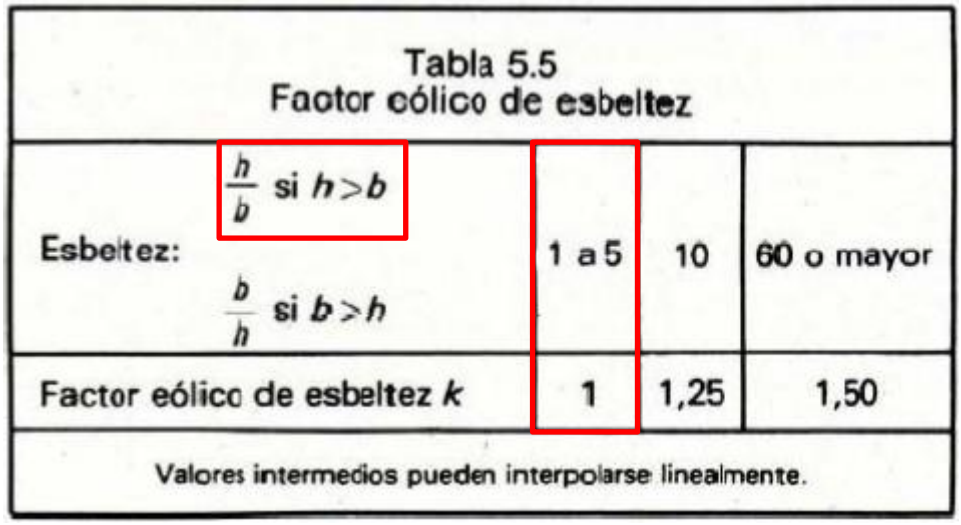


Tabla 5.5 Factor eólico de esbeltez			
Esbeltez: $\frac{h}{b}$ si $h>b$ $\frac{b}{h}$ si $b>h$	1 a 5	10	60 o mayor
Factor eólico de esbeltez k	1	1,25	1,50
Valores intermedios pueden interpolarse linealmente.			

Por último, el parámetro "m" (coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras) viene expresado en la "*Tabla 6*" en función del diámetro exterior.

Hay que señalar que para diámetros superiores a dos metros, este coeficiente toma como valor la unidad.

Tabla 6

Diámetro exterior (mm) (Incluyendo calorifugado)	Coeficiente m
$D \leq 500$	1,50
$500 < D \leq 1000$	1,40
$1000 < D \leq 1500$	1,30
$1500 < D \leq 2000$	1,25

Según la "*Tabla 6*" el coeficiente "m" toma el siguiente valor:

$$m = 1$$

Una vez conocidos los valores de todos los parámetros involucrados en la expresión presentada al comienzo de este apartado, ya se puede proceder al cálculo de las cargas debidas al viento.

$$P_{viento}\left(\frac{kg_f}{m^2}\right) = p \cdot c \cdot k \cdot m = 100 \cdot 0{,}6 \cdot 1{,}041 \cdot 1 = 62{,}46\frac{kg_f}{m^2}$$

La carga final por viento será de sesenta y dos con cuarenta y seis kilogramos fuerza por metro cuadrado 62,46kg_f/m^2.

3.1.3.8.- Cálculo de las cargas debidas a seísmos.

Las cargas sísmicas a las que podría estar sometido el equipo se calcularán según la "Norma ASCE 7-2005". Como nota aclaratoria ASCE son las siglas de American Society of Civil Engineers.

Los recipientes de diseñan considerando que el efecto del seísmo es una carga estática lateral cuyo valor viene dado por la siguiente expresión:

$$V = Z \cdot K \cdot C \cdot S \cdot W$$

Donde:

V: carda estática lateral equivalente al efecto del seísmo en el equipo
Z: factor sísmico
K: coeficiente de estructura
C: factor de flexibilidad
S: factor de suelo y cimentación
W: peso del recipiente

El coeficiente "Z" viene dado por la "*Tabla 7*" en función de la zona de peligrosidad símica en la que se vaya a instalar el recipiente. Esta tabla se ha obtenido de la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", en la que también se estipula la zona sísmica en la que se encuentra el municipio de San Roque (Cádiz).

Según la "*Tabla* 7" se obtiene el siguiente valor para el coeficiente Z:

$$Z = 0{,}3750$$

Tabla 7

Zona sísmica	Valor de Z
Primera	0,1875
Segunda	0,3750
Tercera	0,7500

En lo que respecta el coeficiente "K" (coeficiente de estructura), según la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", un valor típico para torres con una relación h/D superior a dos h/D > 2 es el que sigue:

$$K = 2$$

En cuanto al coeficiente "C", según la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", su valor está limitado entre cero con cero cuatro 0,04 y cero con doce 0,12. Como medida de seguridad y poniéndonos en el peor de los casos se tomará el mayor valor posible, en este caso cero con doce 0,12.

$$C = 0{,}12$$

El coeficiente "S" (coeficiente de suelo y cimentación) depende directamente del coeficiente anterior "C", ya que según "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02" el producto de ambos nunca debe superar el valor de cero con catorce $C \cdot S \leq 0{,}14$. Como medida de seguridad y poniéndonos en el peor de los casos se tomará el mayor valor posible, en este caso:

$$C \cdot S \leq 0{,}14$$

En el peor de los casos:

$$C \cdot S = 0{,}14$$

Despejando el parámetro "S":

$$S = \frac{0{,}14}{C} = \frac{0{,}14}{0{,}12} = 1{,}167$$

Una vez conocidos los valores de todos los parámetros y coeficientes presentes en la ecuación expuesta al comienzo de este apartado, podemos proceder al cálculo de las cargas que podría sufrir la estructura en caso de seísmo.

$$V = Z \cdot K \cdot C \cdot S \cdot W = 0{,}3750 \cdot 2 \cdot 0{,}12 \cdot 1{,}167 \cdot 93.034 = 9.768{,}6\ kg_f$$

La máxima carga que soportaría la estructura debida a un seísmo sería de unos nueve mil setecientos sesenta y ocho con seis kilogramos fuerza 9.768,6 kg_f.

- Cálculo vibratorio.

El análisis vibratorio del equipo se llevará a cabo siempre y cuando se cumplan las siguientes dos condiciones simultáneamente, según se especifica en la Norma ASCE-7.

1. Altura total del recipiente mayor de 30 metros.
2. Ha de cumplirse la siguiente expresión $W/(L \cdot D)^2 \leq 25$. Donde "W" es el peso en lb, "L" la altura en ft y "D" el diámetro del equipo en ft.

$$\frac{W}{(L \cdot D)^2} \leq 25$$

$$W = 93.034\ kg = 205.105\ lb$$

$$L = 14{,}57\ m = 47{,}79\ ft$$

$$D = 2{,}5\ m = 8{,}20\ ft$$

$$\frac{W}{(L \cdot D)^2} = \frac{205.105}{(47{,}79 \cdot 8{,}20)^2} = 1{,}335 \leq 25$$

La primera condición no se cumple, y aunque la segunda si lo hace, no se ha de realizar el análisis vibratorio.

3.1.3.9.- Cálculo del espesor del faldón

Un faldón es el soporte de uso más frecuente y el más satisfactorio para las columnas y recipientes verticales. Se une por soldadura continua a la cabeza y por lo general, el tamaño requerido de esta soldadura determina el espesor del faldón.

Para el cálculo del tamaño de la soldadura, es necesario conocer la eficacia de dicha soldadura. Estos valores vienen reflejados en la "Norma UW 12" que a su vez consta en el "Código ASME, División VIII, Sección 1".

$$Esf = P_{viento} \cdot D \cdot h = 62{,}46 \cdot 2{,}704 \cdot 14{,}57 = 2.274{,}5\ kg_f$$

Donde:

Esf: esfuerzo del faldón
D: diámetro del faldón (D + 2·t)
h: altura de la torre

Conociendo el esfuerzo, se puede calcular el momento que soporta el faldón:

$$M = Esf \cdot h_{FALDÓN} = 2.274{,}5\ \cdot \frac{14{,}57}{2} = 16.565\ kg_f \cdot m$$

Siendo el momento real:

$$M_T = \mathrm{M} - h_T \cdot (Esf - 0{,}5 \cdot P_{viento} \cdot D \cdot h_T)$$

$$M_T = 16.565 - 0{,}45 \cdot (2.274{,}5 - 0{,}5 \cdot 62{,}46 \cdot 2{,}704 \cdot 0{,}45) = 15.557{,}3\ kg_f \cdot m$$

Conocido el momento real que soporta el faldón, se puede calcular el espesor del mismo, que viene dado por la siguiente expresión según "Código ASME, División VIII, Sección 1, Norma UW 12".

$$t_{FALDÓN} = \frac{120 \cdot M_T}{D^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E}$$

Donde:

S: valor del esfuerzo del material, acero al carbono CS-304

E: eficacia de la junta del faldón (0,6 para soldadura a tope)

$$t_{FALDÓN} = \frac{120 \cdot 15.557{,}3}{2{,}704^2 \cdot \pi \cdot 1{,}05 \cdot 10^7 \cdot 0{,}6} = 0{,}015\ m = 15\ mm$$

El faldón será por tanto, una chapa de acero de quince milímetros 15mm, de espesor.

3.1.4.- Resumen del equipo S-1

Como resumen de este equipo se presenta la siguiente tabla:

Capacidad de tratamiento	978,14 kmol/h de gas ácido acondicionado
Diámetro	2,50 m
Altura	14,57 m
Volumen	65,42 m^3
%Volumen de trabajo	48,90
Presión de diseño	74,85 atm
Temperatura de diseño	52,22 ºC
Espesor	102 mm
Tipo de fondo	Korbbogen
Diámetro del fondo	1 m
Peso de la unidad	93.034 kg
Carga por viento	62,46 kg_f/m^2
Carga por seísmos	9768,57 kg_f
Análisis vibratorio	No
Espesor del faldón	15 mm

3.2.- Diseño del separador gas-líquido de baja presión, S-2

Este separador gas-líquido es el que elimina los pocos hidrocarburos que puedan quedar y el hidrógeno molecular de la corriente de alimentación a la columna de destilación. Es de vital

importancia, ya que la presencia de estos compuestos interferirá negativamente en el funcionamiento de la columna de destilación generando espumas.

3.2.1.- Consideraciones de diseño

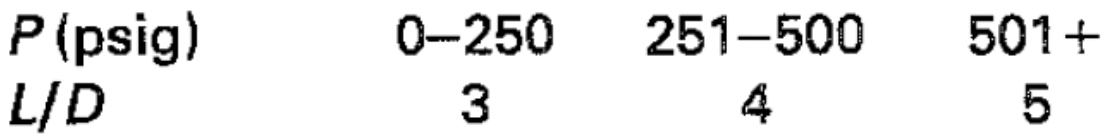
Para el diseño hidráulico de los separadores gas-líquido se han establecido los siguientes valores para los parámetros indicados según "Stanley M. Walas, Chemical Process Equipment Selection and Desing 1990".

Tal y como se muestra en la siguiente tabla, los tiempos hidráulicos de residencia para depósitos que alimentan una torre de destilación o de absorción varían entre 10 y 20 minutos. Para el cálculo de esta unidad se ha tomado como tiempo de residencia t_r = 20 min.

Tipo de recipiente	**t_r (min)**
Botellón de reflujo	15
Depósitos que alimentan una torre de absorción o de destilación	10-20
Depósitos que alimentan un horno	30

Además, tal y como se puede observar en la "*Figura 12*", obtenida de "Stanley M. Walas, Chemical Process Equipment Selection and Desing 1990", la relación típica entre la altura y el diámetro de este tipo de equipos es L/D = 3, ya que la presión a la que este opera es de 100 psi.

Figura 12



Luego:

$$t_r = 20\,\text{min} \quad ; \quad \frac{L}{D} = 3$$

Además, puesto que la relación L/D es superior a 2 y se trata de un dispositivo de separación gas-líquido tipo coalescedor, se trata de un recipiente a presión que será dispuesto de forma vertical.

3.2.2.- Cálculos hidráulicos

Según "Stanley M. Walas, Chemical Process Equipment Selection and Desing 1990", el diámetro para coalescedores en disposición vertical con relaciones L/D superiores a 2, vendrá dado por la siguiente expresión.

$$D = \left(\frac{Q_V \cdot t_r}{\frac{L}{D} \cdot \frac{\pi}{4}} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{10{,}05 \left(\frac{m^3}{h} \right) \cdot \frac{1(h)}{60(min)} \cdot 20(min)}{3 \cdot \frac{\pi}{4}} \right)^{\frac{1}{3}} = 1{,}12\ m \approx 1{,}5m$$

Los diámetros de los recipientes a presión, se encuentran normalizados, según consta en "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", por lo que el diámetro calculado de un metro y doce centímetros 1,12m se ha aproximado al valor normalizado inmediatamente superior, que en este caso es uno con cinco metros 1,5m.

Por tanto, la altura será:

$$\frac{L}{D} = 3 \quad \rightarrow \quad L = 3 \cdot D = 3 \cdot 1{,}5 = 4{,}5\ m$$

Según el diámetro obtenido, la altura de este equipo debería ser de seis metros 6 m.

En cuanto, al volumen, al tratarse de un cilindro vertical, se obtendrá de la siguiente forma:

$$V = S \cdot L = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot L = \pi \cdot \frac{1{,}5^2}{4} \cdot 4{,}5 = 7{,}952\ m^3$$

Pero según el método propuesto por "Stanley M. Walas, Chemical Process Equipment Selection and Desing 1990", el volumen calculado a partir de la expresión del diámetro anterior, sería el correspondiente a una capacidad de trabajo del 100% del volumen del recipiente, por lo que considerando que la capacidad normal de trabajo de este tipo de dispositivos es del 50%, el volumen calculado es la mitad del necesario y por tanto:

$$V_{Diseño} = 2 \cdot V_{CALCULADO} = 2 \cdot 7{,}952 = 15{,}904\ m^3$$

Con este nuevo volumen, se redimensiona el equipo:

$$V = L \cdot S = L \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

Sabiendo que la relación L/D = 3 y despejando en función de D:

$$\frac{L}{D} = 3 \quad \rightarrow \quad L = 3 \cdot D$$

Sustituyendo en la expresión anterior:

$$V = \frac{3 \cdot \pi}{4} \cdot D^3$$

Y despejando el diámetro y sustituyendo el valor de V como $V_{Diseño}$:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{Diseño}}{3 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 62{,}832}{3 \cdot \pi}} = 1{,}890\ m \approx 2\ m$$

En cuanto a la altura:

$$\frac{L}{D} = 3 \quad \rightarrow \quad L = 3 \cdot D = 3 \cdot 2 = 6\ m$$

Por tanto, el volumen real del recipiente será:

$$V_{REAL} = L \cdot S = L \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 6 \cdot \frac{\pi \cdot 2^2}{4} = 18{,}850\ m^3$$

Siendo el volumen real de la unidad de dieciocho con ochocientos cincuenta metros cúbicos 18,850 m^3.

Pero este volumen real del equipo, es superior al volumen de diseño, por lo que habrá de comprobarse que la capacidad a la que trabaja esta unidad se encuentra entre los márgenes aceptables para este tipo de dispositivos.

$$\%Llenado = 50\% \frac{V_{Diseño}}{V_{REAL}} = \frac{0{,}5 \cdot V_{Diseño}}{V_{REAL}} \cdot 100 = \frac{0{,}5 \cdot 15{,}904}{18{,}850} \cdot 100 = 42{,}2\%$$

El equipo trabaja a una capacidad correspondiente a un 42,2% de llenado del equipo, que se encuentra en el rango aceptable porcentaje de llenado de 40% - 60%, luego la unidad trabajará sin presentar ningún problema.

3.2.3.- Cálculos mecánicos

En este apartado se aborda el cálculo de los distintos datos de diseño que junto con los resultados de los cálculos hidráulicos, serán necesarios para el correcto montaje de este equipo.

Como nota a tener en cuenta, debido a la naturaleza del producto con el que opera, será necesario un tratamiento térmico una vez realizadas las soldaduras. Además el código de diseño

por el que se rigen los cálculos que a continuación son mostrados es el "Código ASME, Sección VIII, División 1".

3.2.3.1.- Cálculo de la presión de diseño

Es la presión que se requiere en el proceso del que forma parte el recipiente, a la cual trabaja normalmente este. Como medida de seguridad y tal y como se plasma en el "Código ASME, Sección VIII, División I", esta presión de diseño ha de ser siempre mayor a la presión máxima de servicio.

Como norma general, según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", este requisito se satisface utilizando una presión de diseño 30 lb/in^2 o 10% más que la presión de trabajo, la que sea mayor.

$$P_{máx\ TRABAJO} = 100\ psi = 689{,}48\ kPa$$

$$10\%P_{max\ TRABAJO} = 10\ psi = 68{,}95\ kPa$$

$$30\ \frac{lb}{in^2} = 30\ psi = 206{,}80\ kPa > 10\%P_{max\ TRABAJO} = 10\ psi = 68{,}95\ kPa$$

$$P_{DISEÑO} = P_{max\ TRABAJO} + 30\ \frac{lb}{in^2} = 6.894{,}76 + 206{,}80 = 896{,}28\ kPa$$

$$P_{DISEÑO} = 896{,}28\ kPa = 8{,}85\ atm$$

Por tanto, la presión de diseño de esta unidad es de ocho con ochenta y cinco atmósferas 8,85 atm.

3.2.3.2.- Cálculo de la temperatura de diseño

Es la temperatura que se requiere en el proceso del que forma parte el recipiente, a la cual trabaja normalmente este. . Como medida de seguridad y tal y como se plasma en el "Código ASME, Sección VIII, División I", esta temperatura de diseño ha de ser siempre superior a la temperatura máxima de servicio.

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", este requisito se suple utilizando una temperatura de diseño 20ºC superior a la temperatura de trabajo.

La mayor temperatura de trabajo en esta columna se alcanza en colas, donde el calderín introduce la corriente de vapor recalentada.

$$T_{máx\ TRABAJO} = -12{,}26\ ºC$$

$$T_{DISEÑO} = T_{máx\ TRABAJO}(ºC) + 20(ºC) = -12{,}26 + 20 = 7{,}74\ ºC$$

Por tanto, la temperatura de diseño de esta unidad será de siete con setenta y cuatro grados centígrados 7,74 ºC.

3.2.3.3.- Cálculo del espesor mínimo de la pared

Se trata del espesor mínimo que ha de tener la pared de la unidad para poder soportar la corrosión producida por los fluidos contenidos en su interior.

Este valor, se obtiene de fuentes bibliográficas, en este caso "Código ASME, Sección VIII, División 1 UG-27", según el cual, el espesor mínimo viene dado por la siguiente expresión.

$$t_{min}(mm) = 5 + t_{corrosión}(mm)$$

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el espesor mínimo por corrosión que ha de tener el separador gas-líquido según la naturaleza de los fluidos que se tratan (ácidos inorgánicos y compuestos sulfurados), es de seis milímetros 6mm.

$$t_{corrosión} = 6\ mm$$

$$t_{min}(mm) = 5 + t_{corrosión}(mm) = 5 + 6 = 11\ mm$$

Por tanto, el espesor mínimo de la unidad será de once milímetros 11mm.

En caso de que el espesor debido a la presión interna obtenido sea inferior al mínimo, se cogerá este último valor por motivos de seguridad.

3.2.3.4.- Cálculo del espesor de la pared debido a la presión interna

El cálculo del espesor para recipientes cilíndricos a presión sometidos a presión interna, viene dado por las siguientes expresiones según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

Espesor debido a la tensión cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P}$$

Donde:

t: espesor de la pared (m)

P: presión de diseño del separador (Pa)

R: radio del separador (m)

S: se corresponde con el 90% de la tensión admisible del material de construcción de la columna, en este caso, acero inoxidable SS-316 (Pa)

E: eficacia de la soldadura

Espesor debido a la tensión longitudinal:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0{,}4 \cdot P}$$

Se calcularán ambos espesores y, como medida de seguridad, se tomará como valor de diseño el mayor de ellos, al que habrá que sumar posteriormente un sobreespesor debido a la corrosión.

Debido a la naturaleza de los compuestos con los que se trata y a sus condiciones de operación, se asumirá un sobreespesor por corrosión de seis milímetros 6mm. Este sobreespesor habrá de ser sumado al espesor de la pared debido a la presión interna obtenido.

Para estos cálculos se ha supuesto que las soldaduras son ideales, siendo su eficacia la unidad. Además, se conoce que la tensión máxima que soporta el acero inoxidable es de 1.170 kg_f/cm^2.

$$E = 1$$

$$S = 90\%S_{máx} = 0{,}9 \cdot S_{máx} = 0{,}9 \cdot 1.170 = 1.053 \frac{kg_f}{cm^2} = 1{,}03 \cdot 10^8\ Pa$$

Espesor debido a la tensión cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} = \frac{896.276(Pa) \cdot 1(m)}{1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 - 0{,}6 \cdot 896.276(Pa)} = 0{,}009\ m = 9\ mm$$

El espesor debido a la tensión cilíndrica es de nueve milímetros 9mm.

Espesor debido a la tensión longitudinal:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0{,}4 \cdot P} = \frac{896.276(Pa) \cdot 1(m)}{2 \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 - 0{,}4 \cdot 896.276(Pa)} = 0{,}004\ m = 4\ mm$$

El espesor debido a las tensiones longitudinales es de cuatro milímetros 4mm.

Como ya se ha indicado anteriormente, como medida de seguridad y tal y como se especifica en "Código ASME, Sección VIII, División 1, Norma UG-27", se tomará como espesor de diseño la suma del mayor de estos espesores y el sobreespesor por corrosión.

De esta forma:

$$t_{DISEÑO} = t + t_{corrosión} = 9 + 6 = 15\ mm$$

El espesor de diseño del separador gas-líquido es por tanto de quince milímetros 15mm.

3.2.3.5.- Diseño de los fondos, dimensiones y espesor

Respecto a los fondos, se ha optado por fondos de tipo Klopper, ya que las especificaciones acerca del diseño de este tipo de fondos incluyen que la presión del sistema no rebase los 7 kg/cm2 (6,7 atm) y que la temperatura del equipo no supere los 350ºC, condiciones que se cumplen en base a los valores de presión y temperatura presentados al inicio del sistema. El radio de curvatura empleado en el diseño del fondo en cuestión, se identifica, en base al diámetro de la unidad según la siguiente expresión "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

$$R_{curvatura} = R_{equipo} = \frac{T}{2} = \frac{2}{2} = 1\ m$$

El radio de diseño de los fondos de tipo Klopper será de dos metros 2m.

Conociendo el tipo de fondo y su diámetro se ha utilizado una herramienta de cálculo virtual (Calculadora para dimensionar un fondo toriesférico tipo Klopper (R=D) según DIN-28011) para obtener las dimensiones características de los fondos de esta unidad. Los resultados se muestran en la "*Figura 14*".

Sabiendo que la altura del cilindro del separador es:

$$h_{cilindro} = 6\ m$$

Podemos proceder a calcular la altura total del separador gas-líquido, incluyendo los fondos.

$$h_{S-2} = h_{cilindro} + 2 \cdot H_{Fondos} = 6 + 2 \cdot 0{,}454 = 6{,}908\ m$$

La altura total del separador gas-líquido de alta presión o S-1 es de seis metros y novecientos ocho milímetros 6,908m.

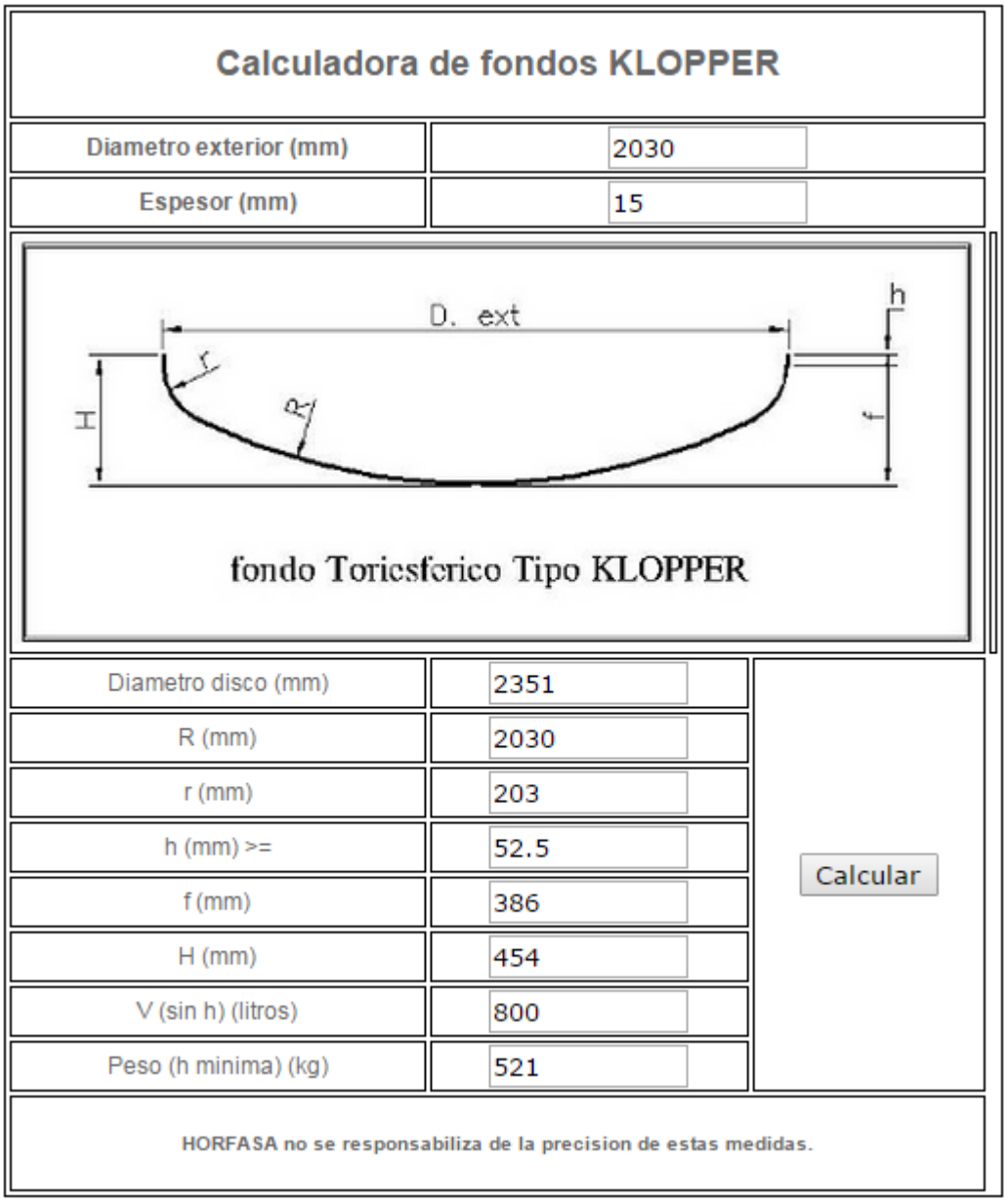
Al añadir los fondos, se aumenta la capacidad del recipiente como sigue:

$$V_{TOTAL} = V_{S-2} + 2 \cdot V_{Fondo} = 18{,}850 + 2 * 0{,}8 = 20{,}450\ m^3$$

Pero este volumen total del equipo, es superior al volumen de diseño (al que habrá que sumar el volumen de los fondos), por lo que habrá de comprobarse que la capacidad a la que trabaja esta unidad se encuentra entre los márgenes aceptables para este tipo de dispositivos.

$$\%Llenado = 50\%\frac{V_{Diseño}}{V_{TOTAL}} = \frac{0{,}5 \cdot V_{Diseño}}{V_{TOTAL}} \cdot 100 = \frac{0{,}5 \cdot (15{,}904 + 2 \cdot 2{,}028)}{20{,}450} \cdot 100 = 32{,}45\%$$

Figura 26



El equipo trabaja a una capacidad correspondiente a un 34,95% de llenado del equipo, que se encuentra en el rango aceptable de porcentajes de llenado de 30% - 60%, luego la unidad podrá trabajar sin presentar problemas de funcionamiento.

En cuanto al espesor de estos fondos, según se expresa en la bibliografía "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", viene dado por la siguiente expresión:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E + 1{,}8 \cdot P} = \frac{896.276(Pa) \cdot 2(m)}{2 \cdot 1{,}03 \cdot 10^8(Pa) \cdot 1 + 1{,}8 \cdot 896.276(Pa)} = 0{,}009\ m = 9\ mm$$

$$t_{FONDO} = t + t_{corrosión} = 9 + 6 = 15\ mm$$

El espesor de diseño para estos fondos es de quince milímetros 15mm.

3.2.3.6.- Cálculo del peso del separador

Para calcular el peso de la unidad se tendrá en cuenta el volumen de acero necesario para la construcción del cilindro, ya que no se entrará en detalle en el diseño y consideraciones de los dispositivos internos.

Volumen de acero empleado en la construcción del cilindro.

$$V_{CILINDRO} = S \cdot t = \pi \cdot T \cdot h \cdot t = \pi \cdot 2 \cdot 6{,}908 \cdot 0{,}015 = 0{,}555\ m^3$$

Volumen de acero empleado en los fondos. Expresión según fuentes bibliográficas "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992".

$$V_{FONDO} = 0{,}0809 \cdot T^2 \cdot t_{FONDO} = 0{,}0809 \cdot 2^2 \cdot 0{,}009 = 0{,}005\ m^3$$

De esta forma, el volumen total de acero empleado para la construcción del separador gas-líquido con sus respectivos fondos, vendrá dado por la siguiente expresión.

$$V_{Total} = V_{CILINDRO} + 2 \cdot V_{FONDO} = 0{,}565\ m^3$$

Sabiendo que la densidad del material empleado para la construcción, acero inoxidable SS-316, es de unos 7.900 kg/m^3 según la bibliografía, se calcula el peso de la unidad de la forma que sigue.

$$\rho_{SS-316} = 7.900 \frac{kg}{m^3}$$

$$P = V_{Total} \cdot \rho_{SS-316} = 0{,}565(m^3) \cdot 7.900 \left(\frac{kg}{m^3}\right) = 4.462\ kg$$

El peso del separador gas-líquido S-2 es de aproximadamente cuatro mil cuatrocientos sesenta y dos kilogramos 93.034 kg.

3.2.3.7.- Cálculo de las cargas debidas al viento

Las cargas a la que se encuentra sometida la estructura debido a la acción del viento se calculan como viene establecido en el "Código Técnico de Edificación (CTE), según la norma DB-SE AE (Acciones en la Edificación)".

$$P_{viento}\left(\frac{kg_f}{m^2}\right) = p \cdot c \cdot k \cdot m$$

Donde:

p: presión dinámica del viento

c: coeficiente eólico de sobrecarga total

k: factor eólico de esbeltez

m: coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras

El valor numérico de estos factores viene reflejado en tablas que se encuentra normalizadas según el "Código Técnico de Edificación (CTE), según la norma DB-SE AE (Acciones en la Edificación)".

El valor del coeficiente "p" (presión dinámica del viento), viene recogido en la "*Tabla 3*" en función de la altura del equipo y de su exposición al viento.

Tabla 3

Tabla 5.1

Presión dinámica del viento

Altura de coronación del edificio sobre el terreno en m, cuando la situación topográfica es		Velocidad del viento *V*		Presión dinámica *W*
Normal	Expuesta	m/s	km/h	kg/m2
De 0 a 10	—	28	102	50
De 11 a 30	—	34	125	75
De 31 a 100	De 0 a 30	40	144	100
Mayor de 100	De 31 a 100	45	161	125
—	Mayor de 100	49	176	150

Según la "*Tabla 3*", el coeficiente "p" toma el siguiente valor:

$$p = 100 \frac{kg_f}{m^2}$$

El valor del coeficiente "c" (coeficiente eólico de sobrecarga total) viene expresado en la "*Tabla 4*" en función del tipo de construcción (cilíndrica) y su superficie (muy lisa).

De este modo, según la "*Tabla 4*", el coeficiente "c" toma el siguiente valor:

$$c = 0{,}6$$

Tabla 4

Tabla 5.3

Coeficiente eólico de sobrecarga total en una construcción

Clase de construcción	Coeficiente eólico *c*
Construcciones prismáticas	
De planta rectangular o combinación de rectángulos	1,2
De planta octogonal o análoga	1,0
Construcciones cilíndricas	
De superficie rugosa o nervada	0,8
De superficie muy lisa	0,6
Construcciones esféricas	
Esferas o semiesferas	0,4
Casquetes esféricos de relación altura: diámetro $\leq$ 1:4	0,2

El valor del coeficiente "k" (factor eólico de esbeltez) viene expresado en la "*Tabla 5*", en función de la relación h/b, donde "h" sería la altura total de la unidad y "b" el diámetro de la misma.

$$\frac{h}{b} = \frac{h_{S-2}}{D} = \frac{6{,}908}{2} = 3{,}454$$

Según la "*Tabla 5*", el coeficiente "k" toma el siguiente valor:

$$k = 1$$

Tabla 5

Tabla 5.5
Factor eólico de esbeltez

Esbeltez: $\frac{h}{b}$ si $h>b$ / $\frac{b}{h}$ si $b>h$	1 a 5	10	60 o mayor
Factor eólico de esbeltez k	1	1,25	1,50

Valores intermedios pueden interpolarse linealmente.

Por último, el parámetro "m" (coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras) viene expresado en la "*Tabla 6*" en función del diámetro exterior.

Hay que señalar que para diámetros superiores a dos metros, este coeficiente toma como valor la unidad.

Tabla 6

Diámetro exterior (mm) (Incluyendo calorifugado)	Coeficiente m
D ≤ 500	1,50
500 < D ≤ 1000	1,40
1000 < D ≤ 1500	1,30
1500 < D ≤ 2000	1,25

Según la "*Tabla 6*" el coeficiente "m" toma el siguiente valor:

$$m = 1{,}25$$

Una vez conocidos los valores de todos los parámetros involucrados en la expresión presentada al comienzo de este apartado, ya se puede proceder al cálculo de las cargas debidas al viento.

$$P_{viento}\left(\frac{kg_f}{m^2}\right) = p \cdot c \cdot k \cdot m = 100 \cdot 0{,}6 \cdot 1 \cdot 1{,}25 = 75\frac{kg_f}{m^2}$$

La carga final por viento será de setenta y cinco kilogramos fuerza por metro cuadrado $75 kg_f/m^2$.

3.2.3.8.- Cálculo de las cargas debidas a seísmos.

Las cargas sísmicas a las que podría estar sometido el equipo se calcularán según la "Norma ASCE 7-2005". Como nota aclaratoria ASCE son las siglas de American Society of Civil Engineers.

Los recipientes de diseñan considerando que el efecto del seísmo es una carga estática lateral cuyo valor viene dado por la siguiente expresión:

$$V = Z \cdot K \cdot C \cdot S \cdot W$$

Donde:

V: carda estática lateral equivalente al efecto del seísmo en el equipo
Z: factor sísmico
K: coeficiente de estructura
C: factor de flexibilidad
S: factor de suelo y cimentación
W: peso del recipiente

El coeficiente "Z" viene dado por la "*Tabla 7*" en función de la zona de peligrosidad símica en la que se vaya a instalar el recipiente. Esta tabla se ha obtenido de la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", en la que también se estipula la zona sísmica en la que se encuentra el municipio de San Roque (Cádiz).

Según la "*Tabla* 7" se obtiene el siguiente valor para el coeficiente Z:

$$Z = 0{,}3750$$

Tabla 7

Zona sísmica	Valor de Z
Primera	0,1875
Segunda	0,3750
Tercera	0,7500

En lo que respecta el coeficiente “K” (coeficiente de estructura), según la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", un valor típico para torres con una relación h/D superior a dos h/D > 2 es el que sigue:

$$K = 2$$

En cuanto al coeficiente “C”, según la "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02", su valor está limitado entre cero con cero cuatro 0,04 y cero con doce 0,12. Como medida de seguridad y poniéndonos en el peor de los casos se tomará el mayor valor posible, en este caso cero con doce 0,12.

$$C = 0{,}12$$

El coeficiente “S” (coeficiente de suelo y cimentación) depende directamente del coeficiente anterior “C”, ya que según "Norma de Construcción Sismorresistente, NCSE-02" el producto de ambos nunca debe superar el valor de cero con catorce C·S ≤ 0,14. Como medida de seguridad y poniéndonos en el peor de los casos se tomará el mayor valor posible, en este caso:

$$C \cdot S \leq 0{,}14$$

En el peor de los casos:

$$C \cdot S = 0{,}14$$

Despejando el parámetro “S”:

$$S = \frac{0{,}14}{C} = \frac{0{,}14}{0{,}12} = 1{,}167$$

Una vez conocidos los valores de todos los parámetros y coeficientes presentes en la ecuación expuesta al comienzo de este apartado, podemos proceder al cálculo de las cargas que podría sufrir la estructura en caso de seísmo.

$$V = Z \cdot K \cdot C \cdot S \cdot W = 0{,}3750 \cdot 2 \cdot 0{,}12 \cdot 1{,}167 \cdot 4.462 = 468{,}52\ kg_f$$

La máxima carga que soportaría la estructura debida a un seísmo sería de unos cuatrocientos sesenta y ocho con cincuenta y dos kilogramos fuerza 9.768,6 kg_f.

- Cálculo vibratorio.

El análisis vibratorio del equipo se llevará a cabo siempre y cuando se cumplan las siguientes dos condiciones simultáneamente, según se especifica en la Norma ASCE-7.

1. Altura total del recipiente mayor de 30 metros.
2. Ha de cumplirse la siguiente expresión W/(L·D)2 ≤ 25. Donde "W" es el peso en lb, "L" la altura en ft y "D" el diámetro del equipo en ft.

$$\frac{W}{(L \cdot D)^2} \leq 25$$

$$W = 4{,}462\ kg = 9.837{,}3\ lb$$

$$L = 6{,}908\ m = 22{,}66\ ft$$

$$D = 2\ m = 6{,}56\ ft$$

$$\frac{W}{(L \cdot D)^2} = \frac{9.837{,}3}{(22{,}66 \cdot 6{,}56)^2} = 0{,}45 \leq 25$$

La primera condición no se cumple, y aunque la segunda si lo hace, no se ha de realizar el análisis vibratorio.

3.2.3.9.- Cálculo del espesor del faldón

Un faldón es el soporte de uso más frecuente y el más satisfactorio para las columnas y recipientes verticales. Se une por soldadura continua a la cabeza y por lo general, el tamaño requerido de esta soldadura determina el espesor del faldón.

Para el cálculo del tamaño de la soldadura, es necesario conocer la eficacia de dicha soldadura. Estos valores vienen reflejados en la "Norma UW 12" que a su vez consta en el "Código ASME, División VIII, Sección 1".

$$Esf = P_{viento} \cdot D \cdot h = 75 \cdot 2{,}030 \cdot 6{,}908 = 1.036{,}2\ kg_f$$

Donde:

Esf: esfuerzo del faldón
D: diámetro del faldón (D + 2· t)
h: altura de la torre

Conociendo el esfuerzo, se puede calcular el momento que soporta el faldón:

$$M = Esf \cdot h_{FALDÓN} = 1.036{,}2\ \cdot \frac{6{,}908}{2} = 3.579\ kg_f \cdot m$$

Siendo el momento real:

$$M_T = \mathrm{M} - h_T \cdot (Esf - 0{,}5 \cdot P_{viento} \cdot D \cdot h_T)$$

$$M_T = 3.579 - 0{,}45 \cdot (1.036{,}2 - 0{,}5 \cdot 75 \cdot 2{,}030 \cdot 0{,}45) = 3.127\ kg_f \cdot m$$

Conocido el momento real que soporta el faldón, se puede calcular el espesor del mismo, que viene dado por la siguiente expresión según "Código ASME, División VIII, Sección 1, Norma UW 12".

$$t_{FALDÓN} = \frac{120 \cdot M_T}{D^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E}$$

Donde:

S: valor del esfuerzo del material, acero al carbono CS-304

E: eficacia de la junta del faldón (0,6 para soldadura a tope)

$$t_{FALDÓN} = \frac{120 \cdot 3.127}{2{,}030^2 \cdot \pi \cdot 1{,}05 \cdot 10^7 \cdot 0{,}6} = 0{,}006\ m = 6\ mm$$

El faldón será por tanto, una chapa de acero de seis milímetros 6mm, de espesor.

3.2.4.- Resumen del equipo S-2

Como resumen de este equipo se presenta la siguiente tabla:

Capacidad de tratamiento	398,96 kmol/h de amina rica
Diámetro	2 m
Altura	6,91 m
Volumen	20,45 m^3
%Volumen de trabajo	32,45
Presión de diseño	8,85 atm
Temperatura de diseño	7,74 ºC
Espesor	15 mm
Tipo de fondo	Klopper
Diámetro del fondo	1 m
Peso de la unidad	4462 kg
Carga por viento	75 kg_f/m^2
Carga por seísmos	468,52 kg_f
Análisis vibratorio	No
Espesor del faldón	6 mm

4.- DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

En este apartado de la memoria de cálculo se aborda con detalle cada uno de los procedimientos seguidos para el cálculo y dimensionamiento de las unidades encargadas del intercambio de calor del presente proyecto. Además de los procedimientos de cálculo numérico, se detallaran todas aquellas suposiciones y simplificaciones que se hayan tenido en cuenta para el correcto desarrollo de los mismos.

En el presente proyecto son necesarios cuatro intercambiadores de calor para acondicionamiento de corrientes. Estos se detallan a continuación:

- IC-1: Es el intercambiador de calor que acondiciona la corriente de alimentación de la planta procedente del reactor catalítico de lecho fluidizado FCC.
- IC-2: Intercambiador de calor amina-amina. Es el intercambiador de calor que calienta la amina rica procedente de la columna de absorción para su posterior entrada como alimentación de la columna de destilación, con la corriente de amina pobre, que se corresponde la corriente de colas procedente de la columna de destilación, para su posterior recirculación a la columna de absorción.
- IC-3: Condensador de reflujo de la columna de regeneración de aminas. Es el intercambiador de calor necesario para condensar la corriente de vapor que asciende por la columna de destilación. Esta corriente condensada pasará a acumularse en el botellón de reflujo.
- IC-4: Calderín o reboiler de la columna de regeneración de aminas. Es el intercambiador de calor necesario para calentar la corriente de colas de la columna de destilación.

Es importante señalar que todos estos intercambiadores de calor objetivo de diseño, serán de tipo carcasa y tubos, debido a que son ampliamente utilizados en la industria y que son más compactos y económicos a la hora de su construcción.

Entre las principales ventajas de los intercambiadores de carcasa y tubos se encuentran:

- Configuración que proporciona una relación área de intercambio/volumen de fluido a tratar muy favorables.
- Buena disposición mecánica.
- Medidas de fabricación estándares.
- Gran variedad de materiales de construcción.
- Fácil de limpiar.
- Técnicas de diseño bien establecidas.

Para el diseño de estos intercambiadores de calor se utilizará el método de la Diferencia de Temperatura Media Logarítmica (LMTD), que es el más aconsejado cuando se conocen las temperaturas de entrada y salida de las distintas corrientes involucradas, siendo la variable de diseño a calcula el área de intercambio. Está área que caracterizará al intercambiador de calor, se obtendrá despejándola de la ecuación de Fourrier que se presenta a continuación:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F$$

Donde:

Q: Flujo de calor intercambiado entre el fluido frío y el fluido caliente.
U: Coeficiente global de transmisión de calor.
A: Área necesaria para el intercambio.
ΔT_{ml}: Diferencia de temperatura media logarítmica. Esta diferencia de temperatura es la fuerza impulsora del mecanismo de transmisión de calor.
F: Factor de corrección de ΔT_{ml}.

La ecuación de Fourrier en esta expresión solo es aplicable si se dan por válidas las siguientes suposiciones:

- No hay gradientes de temperatura a lo largo de la trayectoria de flujo de ambos fluidos.
- El área de transmisión de calor es la misma para cada paso.
- El valor del coeficiente global de transferencia de materia es constante a través del intercambiador.
- El calor específico es constante y sin cambio de fase en los fluidos, es decir, sin vaporización o condensación dentro del intercambiador. Esta suposición no se cumple en el caso de los intercambiadores de calor IC-3 e IC-4, pero aun así el método de cálculo se dará por válido como método estimativo.
- Pérdidas de calor hacia el entorno despreciables.
- No hay conducción a lo largo de las paredes del intercambiador en las direcciones de flujo de los fluidos.

Además, es necesario conocer las expresiones presentes en el siguiente listado para poder calcular el área de intercambio.

- Diferencia de temperatura media logarítmica:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

- Balance de materia al fluido que circula por el interior de los tubos:

$$m_{entrada} = m_{salida}$$

Siendo "m" el caudal másico.

- Balance de materia al fluido que circula por el interior de la carcasa:

$$m_{entrada} = m_{salida}$$

- Balance de energía al fluido que circula por el interior de los tubos:

$$Q_1 = m_1 \cdot Cp_1 \cdot (T_2 - T_1)$$

- Balance de energía al fluido que circula por el interior de la carcasa:

$$Q_2 = m_2 \cdot Cp_2 \cdot (T_4 - T_3)$$

- Balance de energía global del intercambiador:

$$Q_1 = Q_2$$

De esta forma no existe intercambio de calor entre la carcasa y el exterior, ya que todo el calor cedido por el fluido caliente es absorbido por el fluido frío.

A su vez es relevante señalar que el diseño de los intercambiadores de calor se llevará a cabo de acuerdo con las normas TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association).

4.1.- Cálculos del intercambiador de calor IC-1

Como ya se ha comentado anteriormente, este es el intercambiador de calor que se encarga del acondicionamiento de la corriente de alimentación de la planta de tratamiento con aminas procedente del FCC.

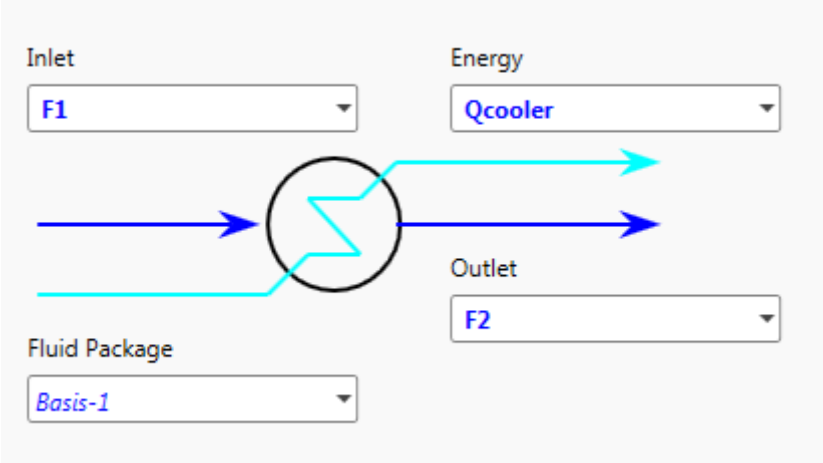
En este caso, la corriente de alimentación es el fluido a enfriar, por lo que se utilizará agua de refrigeración para absorber el calor excedente.

Para su diseño será necesaria la identificación de que fluido circulará por el interior de los tubos y cual circulará por el interior de la carcasa.

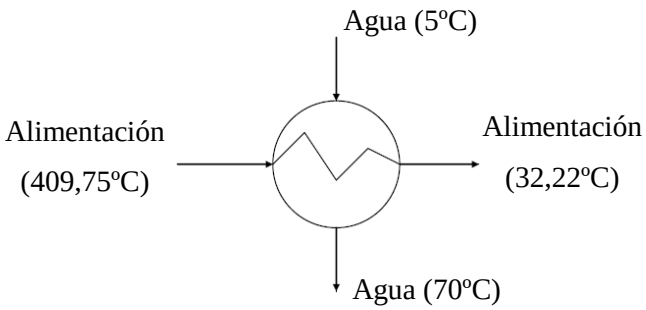
En este tipo de intercambiadores en los que se pretende enfriar una corriente con agua, es el fluido frío, es decir el agua, la que circula por el interior de los tubos, mientras que el fluido caliente, corriente de alimentación, circulará por el interior de la carcasa.

El esquema de este equipo obtenido del software de simulación Aspen Plus V8.4 se muestra en la siguiente figura, "*Figura 15*":

Figura 27



Además, antes de abordar el diseño de este intercambiador, será necesario caracterizar las distintas corrientes:



Para identificar la temperatura de salida de las distintas corrientes se ha utilizado el software de simulación Aspen Plus V8.4.

4.1.1.- Cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica

Identificación de las variables:

$$T_1 = 5ºC \;\; ; \;\; T_2 = 70ºC \;\; ; \;\; T_3 = 409{,}75 \;ºC \;\; ; \;\; T_4 = 32{,}22ºC$$

Antes de proceder con el cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica, será necesario calcular las diferencias de temperatura:

$$\Delta T_1 = T_2 - T_1 = 70 - 5 = 65ºC$$

$$\Delta T_2 = T_3 - T_4 = 409{,}75 - 32{,}22 = 377{,}53ºC$$

La diferencia de temperatura media logarítmica será, según la expresión presentada al comienzo de este apartado:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{65 - 377{,}53}{\ln \frac{65}{377{,}53}} = 177{,}65ºC$$

La diferencia de temperatura media logarítmica para este intercambiador es de ciento setenta y siete con sesenta y cinco grados centígrados 177,65ºC.

4.1.2.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor

El coeficiente global de transmisión de calor engloba todas las posibles resistencias a la transmisión de calor que puedan darse en el proceso de intercambio, como pueden ser, la resistencia por convección de los distintos fluidos o la resistencia por conducción de los tubos que componen el intercambiador.

Este coeficiente se obtiene de tablas bibliográficas, esta tabla "*Tabla 11*" en concreto se ha obtenido de "Perrys Chemical Engineers handbook 1999", en la que se muestran distintos valores del coeficiente global de transmisión de calor (Btu/ºF·ft^2·h) en función del tipo de compuestos involucrados en el proceso de intercambio de calor.

En este caso tenemos un gas comprimido, que circula por el interior de la carcasa del intercambiador, y agua, que circula por los tubos. Además se tomará el mayor de los valores de U que presente la tabla.

Tabla 22

Gas-liquid media			
Air, N_2, etc. (compressed)	Water or brine	40–80	.005
Air, N_2, etc., A	Water or brine	10–50	.005
Water or brine	Air, N_2 (compressed)	20–40	.005
Water or brine	Air, N_2, etc., A	5–20	.005
Water	Hydrogen containing natural-gas mixtures	80–125	.003

Según la "*Tabla 11*":

$$U = 80 \frac{Btu}{ºF \cdot ft^2 \cdot h} = 453{,}96 \frac{W}{ºC \cdot m^2}$$

De este modo, el coeficiente global de transmisión de calor para este intercambiador es de cuatrocientos cincuenta y tres con noventa y seis Watios por grado centígrado y por metro cuadrado 453,96 W/ºC·m^2.

4.1.3.- Cálculo del calor transmitido

Para el cálculo de la carga total térmica o carga global transferida será necesario conocer los datos de caudal másico y temperatura de las corrientes, ya conocidos, y el calor específico, que se obtendrá directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$F = 13{,}56\ \frac{kg}{s}$$

$$\left(C_p\right)_F = 2.823{,}45\ \frac{J}{kg \cdot ºC}$$

Con estos valores:

$$Q_2 = F \cdot \left(C_p\right)_F \cdot (T_3 - T_4) = 13{,}56 \cdot 2.823{,}45 \cdot 377{,}53 = 14.441.762\ W = 14{,}4\ MW$$

De esta forma, el calor total transferido es de unos catorce con cuatro MegaWatios 14,4MW.

4.1.4.- Cálculo del caudal de agua de refrigeración

Con este calor transmitido y conociendo la expresión del balance global de energía al intercambiador, podemos calcular el caudal de agua de refrigeración requerido:

$$Q_2 = Q_1 = Ref \cdot \left(C_p\right)_{Ref} \cdot (T_2 - T_1)$$

Donde "Ref" es el caudal de refrigerante necesario a calcular y $(C_p)_{Ref}$ es el calor específico de este refrigerante, que puesto que se trata de agua será de 1kcal/ºC·kg.

$$\left(C_p\right)_{Ref} = 1\frac{kcal}{kg \cdot ºC} = 4180\frac{J}{kg \cdot ºC}$$

$$Ref = \frac{Q_2}{\left(C_p\right)_{Ref} \cdot \Delta T_1} = \frac{14.441.762}{4180 \cdot 65} = 53{,}15\frac{kg}{s}$$

El caudal de agua de refrigeración necesario para que la corriente de alimentación de la planta se enfríe todo lo requerido es de cincuenta y tres con quince kilogramos por segundo 53,15kg/s.

4.1.5.- Cálculo del área específica de intercambio

En cuanto al área de intercambio, una vez conocidos el coeficiente global de transmisión de calor y la diferencia de temperatura media logarítmica, solo nos falta conocer el valor del

factor de corrección "F", que según datos bibliográficos "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", toma el valor de 0,97, para intercambiadores de calor de carcas y tubos, para poder calcular el área de intercambio:

$$F = 0{,}97$$

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F \quad \rightarrow \quad A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml} \cdot F} = \frac{14.441.762}{453{,}96 \cdot 177{,}65 \cdot 0{,}97} = 184{,}6\ m^2$$

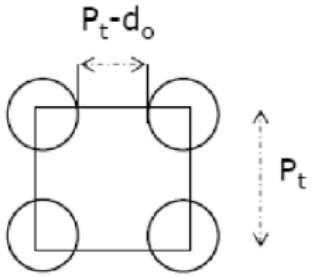
Por tanto, el área de intercambio requerida para transferir la carga calorífica que se requiere es de ciento ochenta y cuatro con seis metros cuadrados 184,6 m^2.

4.1.6.- Dimensionamiento del intercambiador

A continuación se detallan los cálculos relativos al dimensionamiento y diseño mecánico de este equipo, como cálculo del número de tubos, cálculo del diámetro de la carcasa, cálculo del número de deflectores, etc.

Para ello se aplicarán la suposición de que el haz de tubos en el interior de la carcasa se distribuyen de forma cuadrada tal y como se muestra en la "*Figura 15*", donde P_t = 48,3mm y d_0 es el diámetro de los tubos, que para el diseño de estos intercambiadores de calor se corresponde a un diámetro nominal de un tubo de acero de 1 1/4", diámetro exterior 42,2mm y espesor nominal 3,56mm.

Figura 28



De esta forma:

$$d_0 = d_{ext} - 2 \cdot e = 42{,}2 - 2 \cdot 3{,}56 = 35{,}08\ mm$$

4.1.6.1.- Número de tubos por carcasa

Suponiendo una longitud de los tubos de 12m:

$$L = 12\ m$$

$$A = \pi \cdot d_0 \cdot L_{TOTAL}$$

Despejando:

$$L_{TOTAL} = \frac{A}{\pi \cdot d_0} = \frac{184{,}6}{\pi \cdot 0{,}0351} = 1.675{,}2\ m$$

$$N_{TUBOS} = \frac{L_{TOTAL}}{L} = \frac{1.675{,}2}{12} = 139{,}6 \approx 140\ tubos$$

El número total de tubos que ha de tener el intercambiador es de ciento cuarenta 140.

4.1.6.2.- Diámetro nominal de la carcasa

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el diámetro nominal de la carcasa viene dado por la siguiente expresión:

$$D'_{Shell} = (N_{TUBOS} - 1) \cdot Pt - d_0 = (140 - 1) \cdot 0{,}0483 - 0{,}0351 = 6{,}06\ m$$

El diámetro nominal de la carcasa sería de seis con cero seis metros 6,06 m.

4.1.6.3.- Diámetro interno de la carcasa

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el diámetro interno de la carcasa viene dado por la siguiente expresión:

$$D_{Shell} = D'_{Shell} - Holgura$$

Donde para el cálculo de la Holgura se utiliza la "*Figura 17*" en la que viene expresada la holgura en función del diámetro nominal de la carcasa y del tipo de cabezal, que en este caso es cabezal flotante con soporte.

Es necesario señalar que en la "*Figura 17*" las variables se encuentran en pulgadas, por lo que habrá que realizar los correspondientes cambios de unidades.

$$D'_{Shell} = 6{,}06\ m = 238{,}59\ in$$

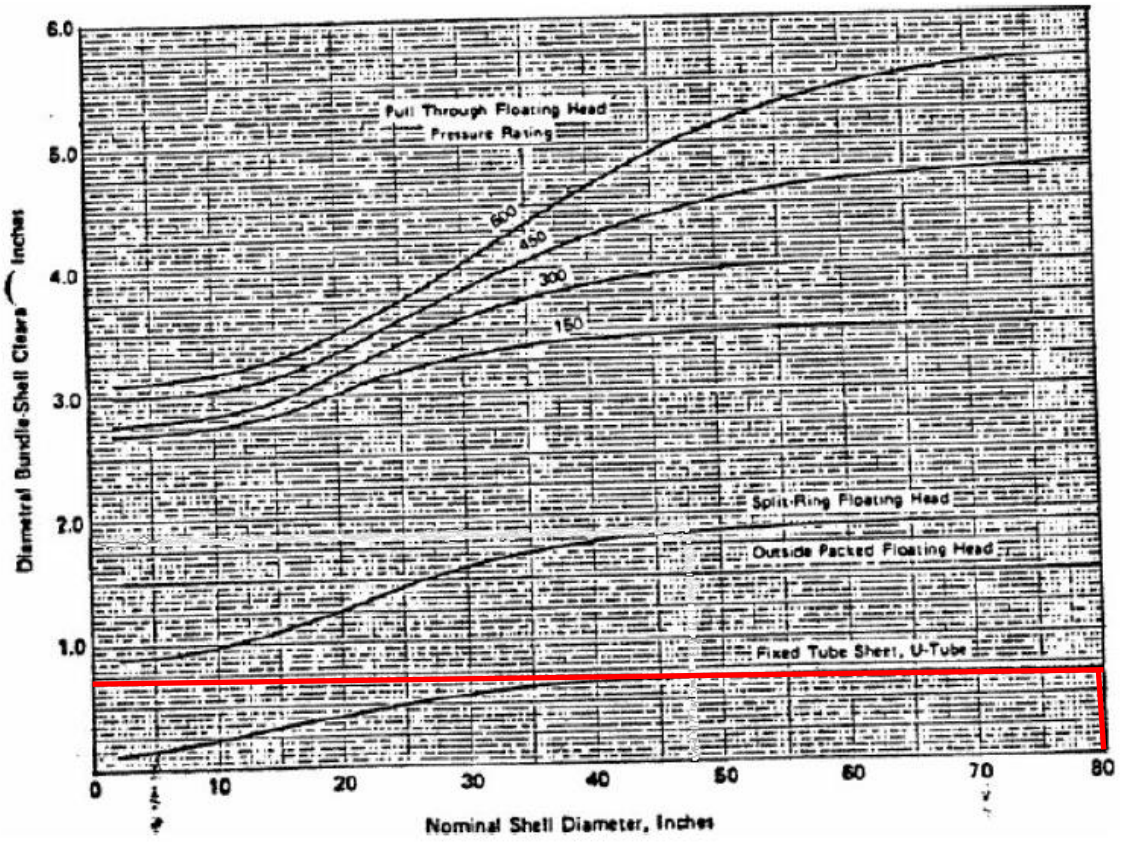
Además, para el cabezal elegido cabezal flotante con soporte o "Fixed tube Sheet, U-Tube" para diámetros mayores a 40in la holgura es siempre la misma:

$$Holgura = 0{,}7\ in = 17{,}78\ mm$$

$$D_{Shell} = D'_{Shell} - Holgura = 6{,}06 - 0{,}0178 = 6{,}042\ m$$

El diámetro interno de la carcasa será por tanto de seis con cuarenta y dos metros 6,42m.

Figura 29

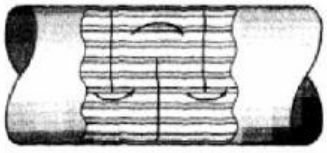


4.1.6.4.- Número de deflectores

Los deflectores son imprescindibles en el intercambio de calor para redireccionar el flujo a través de la carcasa, aumentando la turbulencia y consiguiendo un flujo transversal a los tubos, contribuyendo a mejorar la transmisión de calor.

En este caso consideraremos que los deflectores son de tipo fragmentado sencillo como los de esta figura "*Figura 18*".

Figura 30



Placa deflectoras de tipo de segmentado sencillo

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el número de placas deflectoras de ese tipo a instalar viene dado por la siguiente expresión.

$$N_{deflectores} = \frac{12 \cdot L}{D_{Shell}} = \frac{12 \cdot 12}{6{,}042} = 23{,}83 \approx 24\ deflectores$$

El número de deflectores a instalar en este intercambiador de calor es de veinticuatro 24.

4.1.6.5.- Nomenclatura TEMA del intercambiador

Se asigna la siguiente nomenclatura según se indica en las normas TEMA:

TYPE:

A: Canal y cabeza desmontables

E: Carcasa de un solo paso.

S: Cabezal flotante con dispositivo de apoyo.

SIZE:

$$D_{Shell} = 6{,}042\ m = 237{,}88\ in \approx 238\ in$$

$$L = 12\ m = 472{,}44\ in \approx 413\ in$$

Por tanto, la nomenclatura TEMA de este intercambiador de calor sería:

$$\boldsymbol{SIZE\ 238 - 473\ TYPE\ AES}$$

4.1.7.- Resumen del equipo "IC-1"

Intercambiador de calor IC-1	
Fluido que circula por los tubos	53,15 kg/h de agua
Fluido que circula por la carcasa	13,55 kg/h de gas ácido
Temperatura de entrada de F	409,75 ºC
Temperatura de salida de F	32,22 ºC
Temperatura de entrada de Ref	5 ºC
Temperatura de salida de Ref	70 ºC
Carga térmica transferida	1,44 MW
Coeficiente global U	453,96 W/ºC·m^2
Área de intercambio	184,62 m^2
Longitud de los tubos	12 m
Nº de tubos	140
Diámetro interno de la carcasa	6,04 m
Nº de deflectores	24
Nomenclatura TEMA	SIZE 238-473 TYPE AES

4.2.- Cálculos del intercambiador de calor IC-2

Como ya se ha comentado anteriormente, este es el intercambiador de calor que se encarga del acondicionamiento de la corriente de amina rica procedente de la columna de absorción, una vez ha pasado por el separador gas-líquido de baja presión, y que constituirá la alimentación de la unidad de regeneración de aminas o columna de destilación. A su vez, acondiciona la corriente de amina pobre procedente de colas de la columna de destilación. Puesto que se utiliza el calor residual de la corriente de amina pobre para acondicionar la corriente de amina rica, este intercambiador recibe el nombre de intercambiador de calor amina-amina.

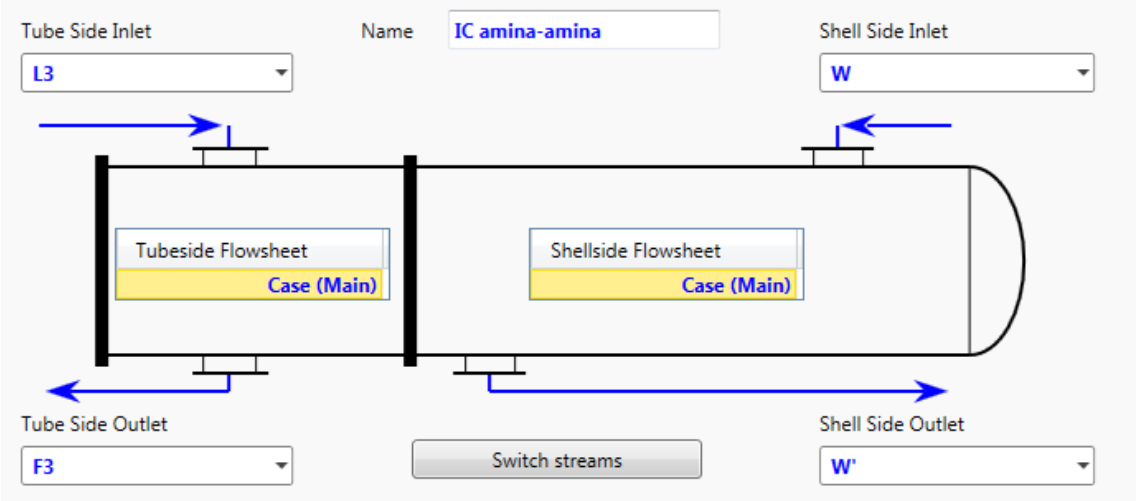
En este caso, la corriente de amina rica es el fluido a calentar, por lo que se utilizará el calor excedente que posee la corriente de amina pobre.

Para su diseño será necesaria la identificación de que fluido circulará por el interior de los tubos y cual circulará por el interior de la carcasa.

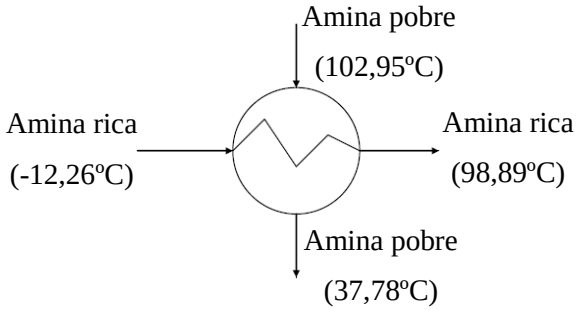
En este tipo de intercambiadores en los que se pretende calentar una corriente con otra, es el fluido a calentar, es decir, la corriente de amina rica, la que circula por el interior de los tubos, mientras que el fluido caliente, corriente de amina pobre, circulará por el interior de la carcasa.

El esquema de este equipo obtenido del software de simulación Aspen Plus V8.4 se muestra en la siguiente figura, "*Figura 19*":

Figura 31



Además, antes de abordar el diseño de este intercambiador, será necesario caracterizar las distintas corrientes:



Para identificar la temperatura de salida de las distintas corrientes se ha utilizado el software de simulación Aspen Plus V8.4.

4.2.1.- Cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica

Identificación de las variables:

$$T_1 = 102{,}95ºC \;;\; T_2 = 37{,}78ºC \;;\; T_3 = -12{,}26\ ºC \;;\; T_4 = 98{,}89ºC$$

Antes de proceder con el cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica, será necesario calcular las diferencias de temperatura:

$$\Delta T_1 = T_1 - T_2 = 102{,}95 - 37{,}78 = 111{,}15ºC$$

$$\Delta T_2 = T_4 - T_3 = 98{,}89 - (-12{,}26) = 64{,}17ºC$$

La diferencia de temperatura media logarítmica será, según la expresión presentada al comienzo de este apartado:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{111{,}15 - 64{,}17}{\ln \frac{111{,}15}{64{,}17}} = 86{,}12ºC$$

La diferencia de temperatura media logarítmica para este intercambiador es de ochenta y seis con doce grados centígrados 86,12ºC.

4.2.2.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor

El coeficiente global de transmisión de calor engloba todas las posibles resistencias a la transmisión de calor que puedan darse en el proceso de intercambio, como pueden ser, la resistencia por convección de los distintos fluidos o la resistencia por conducción de los tubos que componen el intercambiador.

Este coeficiente se obtiene de tablas bibliográficas, esta tabla "*Tabla 12*" en concreto se ha obtenido de "Perrys Chemical Engineers handbook 1999", en la que se muestran distintos

valores del coeficiente global de transmisión de calor (Btu/ºF·ft^2·h) en función del tipo de compuestos involucrados en el proceso de intercambio de calor.

En este caso tenemos una disolución de amina que circula tanto por el interior de la carcasa del intercambiador como por los tubos. Además se tomará el intermedio de los valores de U que presente la tabla.

Tabla 23

Shell side	Tube side	Design *U*	Includes total dirt
Liquid-liquid media			
Aroclor 1248	Jet fuels	100–150	0.0015
Cutback asphalt	Water	10–20	.01
Demineralized water	Water	300–500	.001
Ethanol amine (MEA or DEA) 10–25% solutions	Water or DEA, or MEA solutions	140–200	.003
Fuel oil	Water	15–25	.007
Fuel oil	Oil	10–15	.008
Gasoline	Water	60–100	.003
Heavy oils	Heavy oils	10–40	.004
Heavy oils	Water	15–50	.005
Hydrogen-rich reformer stream	Hydrogen-rich reformer stream	90–120	.002
Kerosene or gas oil	Water	25–50	.005
Kerosene or gas oil	Oil	20–35	.005
Kerosene or jet fuels	Trichlorethylene	40–50	.0015
Jacket water	Water	230–300	.002
Lube oil (low viscosity)	Water	25–50	.002
Lube oil (high viscosity)	Water	40–80	.003
Lube oil	Oil	11–20	.006
Naphtha	Water	50–70	.005
Naphtha	Oil	25–35	.005
Organic solvents	Water	50–150	.003
Organic solvents	Brine	35–90	.003
Organic solvents	Organic solvents	20–60	.002
Tall oil derivatives, vegetable oil, etc.	Water	20–50	.004
Water	Caustic soda solutions (10–30%)	100–250	.003
Water	Water	200–250	.003
Wax distillate	Water	15–25	.005
Wax distillate	Oil	13–23	.005

Según la "*Tabla 12*":

$$U = 170\frac{Btu}{ºF \cdot ft^2 \cdot h} = 964{,}66\frac{W}{ºC \cdot m^2}$$

De este modo, el coeficiente global de transmisión de calor para este intercambiador es de novecientos sesenta y cuatro con sesenta y seis Watios por grado centígrado y por metro cuadrado 453,96 W/ºC·m^2.

4.2.3.- Cálculo del calor transmitido

Para el cálculo de la carga total térmica o carga global transferida será necesario conocer los datos de caudal másico y temperatura de las corrientes, ya conocidos, y el calor específico, que se obtendrá directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$AP = 2{,}71\ \frac{kg}{s}$$

$$\left(C_p\right)_{AP} = 3.235{,}27\ \frac{J}{kg \cdot ºC}$$

Con estos valores:

$$Q_1 = AP \cdot \left(C_p\right)_{AP} \cdot (T_1 - T_2) = 2{,}71\ \cdot 3.235{,}27 \cdot 111{,}15 = 975.005\ W = 0{,}98\ MW$$

De esta forma, el calor total transferido es de unos cero con noventa y ocho MegaWatios 0,98 MW.

4.2.4.- Cálculo del área específica de intercambio

En cuanto al área de intercambio, una vez conocidos el coeficiente global de transmisión de calor y la diferencia de temperatura media logarítmica, solo nos falta conocer el valor del factor de corrección “F”, que según datos bibliográficos "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", toma el valor de 0,97, para intercambiadores de calor de carcas y tubos, para poder calcular el área de intercambio:

$$F = 0{,}97$$

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F \quad \rightarrow \quad A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml} \cdot F} = \frac{975.005}{964{,}66 \cdot 86{,}12 \cdot 0{,}97} = 12{,}10\ m^2$$

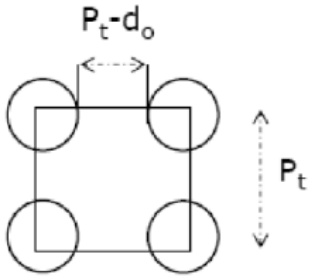
Por tanto, el área de intercambio requerida para transferir la carga calorífica que se requiere es de doce con diez metros cuadrados 12,10 m^2.

4.2.5.- Dimensionamiento del intercambiador

A continuación se detallan los cálculos relativos al dimensionamiento y diseño mecánico de este equipo, como cálculo del número de tubos, cálculo del diámetro de la carcasa, cálculo del número de deflectores, etc.

Para ello se aplicarán la suposición de que el haz de tubos en el interior de la carcasa se distribuyen de forma cuadrada tal y como se muestra en la "*Figura 15*", donde P_t = 11,53mm y d_0 es el diámetro de los tubos, que para el diseño de estos intercambiadores de calor se corresponde a un diámetro nominal de un tubo de acero de 1/4", diámetro exterior 13,7 mm y espesor nominal 2,24mm.

Figura 15



De esta forma:

$$d_0 = d_{ext} - 2 \cdot e = 13{,}7 - 2 \cdot 2{,}24 = 9{,}22\ mm$$

4.2.5.1.- Número de tubos por carcasa

Suponiendo una longitud de los tubos de 4m:

$$L = 4\ m$$

$$A = \pi \cdot d_0 \cdot L_{TOTAL}$$

Despejando:

$$L_{TOTAL} = \frac{A}{\pi \cdot d_0} = \frac{12{,}10}{\pi \cdot 0{,}00922} = 417{,}70\ m$$

$$N_{TUBOS} = \frac{L_{TOTAL}}{L} = \frac{417{,}70}{4} = 104{,}4 \approx 105\ tubos$$

El número total de tubos que ha de tener el intercambiador es de ciento cinco 105.

4.2.5.2.- Diámetro nominal de la carcasa

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el diámetro nominal de la carcasa viene dado por la siguiente expresión:

$$D'_{Shell} = (N_{TUBOS} - 1) \cdot Pt - d_0 = (105 - 1) \cdot 0{,}01153 - 0{,}00922 = 1{,}190\ m$$

El diámetro nominal de la carcasa sería de uno con ciento noventa metros 1,190 m.

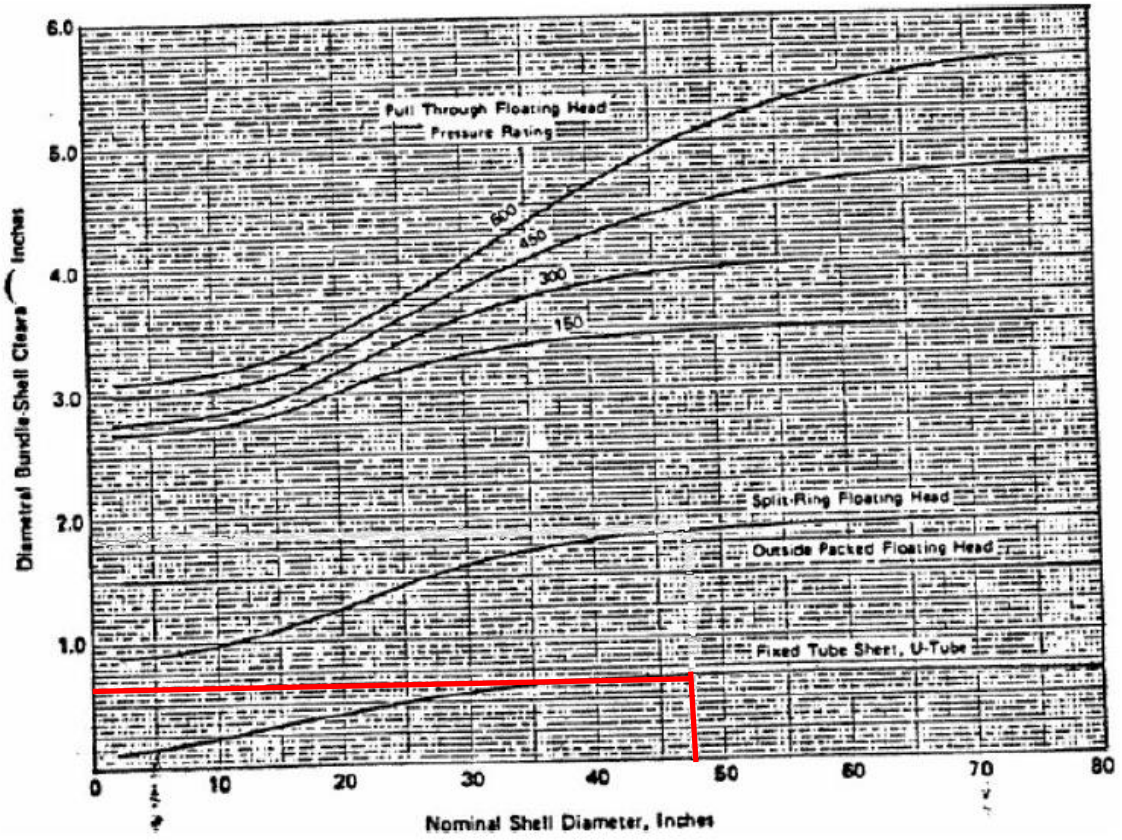
4.2.5.3.- Diámetro interno de la carcasa

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el diámetro interno de la carcasa viene dado por la siguiente expresión:

$$D_{Shell} = D'_{Shell} - Holgura$$

Donde para el cálculo de la Holgura se utiliza la "*Figura 17*" en la que viene expresada la holgura en función del diámetro nominal de la carcasa y del tipo de cabezal, que en este caso es cabezal flotante con soporte.

Figura 17



Es necesario señalar que en la "*Figura 17*" las variables se encuentran en pulgadas, por lo que habrá que realizar los correspondientes cambios de unidades.

$$D'_{Shell} = 1{,}190\ m = 46{,}8\ in$$

Según la "*Figura 17*":

$$Holgura = 0{,}6\ in = 15{,}24\ mm$$

$$D_{Shell} = D'_{Shell} - Holgura = 1{,}190 - 0{,}01524 = 1{,}174\ m$$

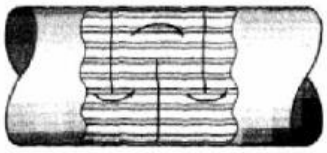
El diámetro interno de la carcasa será por tanto de uno con ciento setenta y cuatro 1,174m.

4.2.5.4.- Número de deflectores

Los deflectores son imprescindibles en el intercambio de calor para redireccionar el flujo a través de la carcasa, aumentando la turbulencia y consiguiendo un flujo transversal a los tubos, contribuyendo a mejorar la transmisión de calor.

En este caso consideraremos que los deflectores son de tipo fragmentado sencillo como los de esta figura "*Figura 18*".

Figura 18



Placa deflectoras de tipo de segmentado sencillo

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el número de placas deflectoras de ese tipo a instalar viene dado por la siguiente expresión.

$$N_{deflectores} = \frac{12 \cdot L}{D_{Shell}} = \frac{12 \cdot 4}{1{,}174} = 40{,}88 \approx 41\ deflectores$$

El número de deflectores a instalar en este intercambiador de calor es de cuarenta y uno 41.

4.2.5.5.- Nomenclatura TEMA del intercambiador

Se asigna la siguiente nomenclatura según se indica en las normas TEMA:

TYPE:

A: Canal y cabeza desmontables

E: Carcasa de un solo paso.

S: Cabezal flotante con dispositivo de apoyo.

SIZE:

$$D_{Shell} = 1{,}174\ m = 46{,}22\ in \approx 47\ in$$

$$L = 4\ m = 157{,}48\ in \approx 158\ in$$

Por tanto, la nomenclatura TEMA de este intercambiador de calor sería:

$$\boldsymbol{SIZE\ 47 - 158\ TYPE\ AES}$$

4.2.6.- Resumen del equipo "IC-2"

Intercambiador de calor IC-2	
Fluido que circula por los tubos	2,71 kg/s de amina rica
Fluido que circula por la carcasa	2,48 kg/s de amina pobre
Temperatura de entrada de AR	-12,26 ºC
Temperatura de salida de AR	98,89 ºC
Temperatura de entrada de AP	102,95 ºC
Temperatura de salida de AP	37,78 ºC
Carga térmica transferida	0,98 MW
Coeficiente global U	964,66 W/ºC·m^2
Área de intercambio	12,10 m^2
Longitud de los tubos	4 m
Nº de tubos	105
Diámetro interno de la carcasa	1,17 m
Nº de deflectores	41
Nomenclatura TEMA	SIZE 47-158 TYPE AES

4.3.- Cálculos del intercambiador de calor IC-3

Como ya se ha comentado anteriormente, este es el intercambiador de calor que se encarga de retirar el calor necesario para la condensación de la corriente de vapor que asciende por la columna, y poder retornar parte de esta como reflujo.

Es importante señalar que para condensar o evaporar una corriente no se utilizan dispositivos de intercambio de calor de carcasa y tubos, sino otras unidades especialmente diseñadas para ello. A pesar de ello en este apartado se aborda el diseño de este equipo de intercambio de calor como si se tratase de un intercambiador de calor de carcasa y tubos, ya que de esta forma se proporciona una estimación de las dimensiones del equipo y del calor intercambiado.

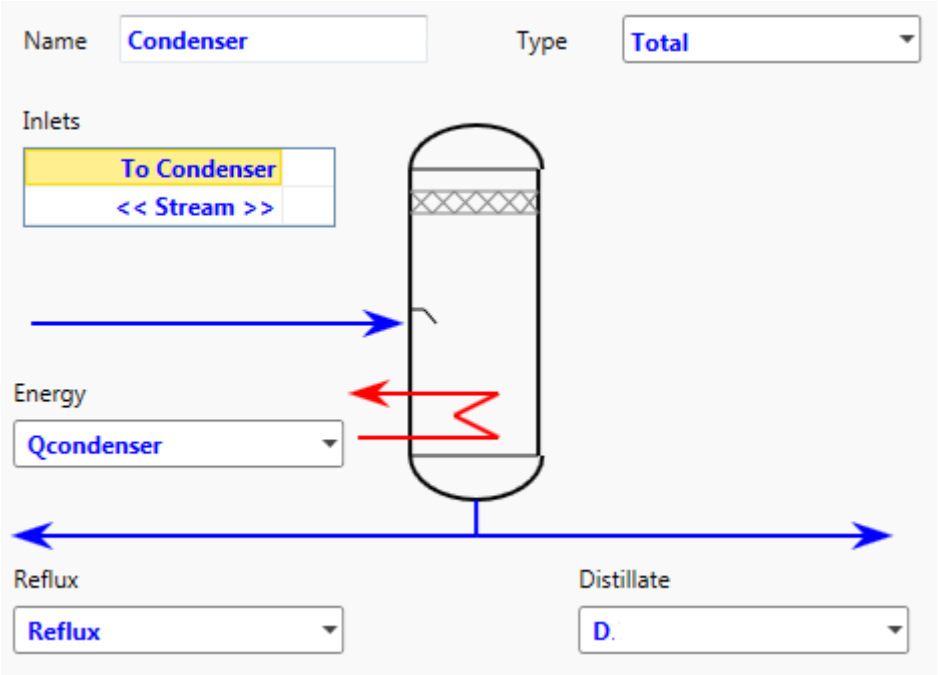
En este caso, la corriente de vapor es el fluido a enfriar, por lo que se utilizará agua de refrigeración para absorber el calor excedente.

Para su diseño será necesaria la identificación de que fluido circulará por el interior de los tubos y cual circulará por el interior de la carcasa.

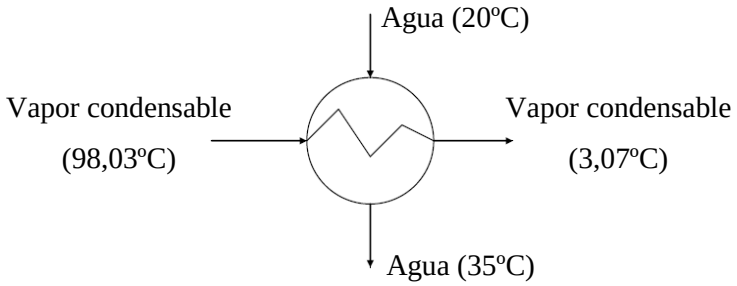
En este tipo de intercambiadores en los que se pretende enfriar una corriente con agua, es el fluido frío, es decir, el agua, la que circula por el interior de los tubos, mientras que el fluido caliente, corriente de vapor a condensar, circulará por el interior de la carcasa.

El esquema de este equipo obtenido del software de simulación Aspen Plus V8.4 se muestra en la siguiente figura, "*Figura 20*":

Figura 32



Además, antes de abordar el diseño de este intercambiador, será necesario caracterizar las distintas corrientes:



Para identificar la temperatura de salida de las distintas corrientes se ha utilizado el software de simulación Aspen Plus V8.4.

4.3.1.- Cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica

Identificación de las variables:

$$T_1 = 98{,}03ºC \;\; ; \;\; T_2 = 3{,}07ºC \;\; ; \;\; T_3 = 20\,ºC \;\; ; \;\; T_4 = 50ºC$$

Antes de proceder con el cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica, será necesario calcular las diferencias de temperatura:

$$\Delta T_1 = T_1 - T_2 = 98{,}03 - 3{,}07 = 94{,}96ºC$$

$$\Delta T_2 = T_4 - T_3 = 50 - 20 = 30ºC$$

La diferencia de temperatura media logarítmica será, según la expresión presentada al comienzo de este apartado:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{94{,}96 - 30}{\ln \frac{94{,}96}{30}} = 56{,}38ºC$$

La diferencia de temperatura media logarítmica para este intercambiador es de cincuenta y seis con treinta y ocho grados centígrados 56,38ºC.

4.3.2.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor

El coeficiente global de transmisión de calor engloba todas las posibles resistencias a la transmisión de calor que puedan darse en el proceso de intercambio, como pueden ser, la resistencia por convección de los distintos fluidos o la resistencia por conducción de los tubos que componen el intercambiador.

Este coeficiente se obtiene de tablas bibliográficas, esta tabla "*Tabla 13*" en concreto se ha obtenido de "Perrys Chemical Engineers handbook 1999", en la que se muestran distintos valores del coeficiente global de transmisión de calor (Btu/ºF·ft^2·h) en función del tipo de compuestos involucrados en el proceso de intercambio de calor.

En este caso tenemos un gas formado mayoritariamente por sulfuro de hidrógeno H_2S, que circula por el interior de la carcasa del intercambiador, y agua, que circula por los tubos. Además se tomará el menor de los valores de U que presente la tabla.

Tabla 24

Shell side	Tube side	Design *U*	Includes total dirt
Dowtherm vapor	Dowtherm liquid	80–120	.0015
Gas-plant tar	Steam	40–50	.0055
High-boiling hydrocarbons V	Water	20–50	.003
Low-boiling hydrocarbons A	Water	80–200	.003
Hydrocarbon vapors (partial condenser)	Oil	25–40	.004
Organic solvents A	Water	100–200	.003
Organic solvents high NC, A	Water or brine	20–60	.003
Organic solvents low NC, V	Water or brine	50–120	.003
Kerosene	Water	30–65	.004
Kerosene	Oil	20–30	.005
Naphtha	Water	50–75	.005
Naphtha	Oil	20–30	.005
Stabilizer reflux vapors	Water	80–120	.003
Steam	Feed water	400–1000	.0005
Steam	No. 6 fuel oil	15–25	.0055
Steam	No. 2 fuel oil	60–90	.0025
Sulfur dioxide	Water	150–200	.003
Tall-oil derivatives, vegetable oils (vapor)	Water	20–50	.004
Water	Aromatic vapor-stream azeotrope	40–80	.005

Según la "*Tabla 13*":

$$U = 150 \frac{Btu}{ºF \cdot ft^2 \cdot h} = 851{,}17 \frac{W}{ºC \cdot m^2}$$

De este modo, el coeficiente global de transmisión de calor para este intercambiador es de ochocientos cincuenta y uno con diecisiete Watios por grado centígrado y por metro cuadrado 851,17 W/ºC·m^2.

4.3.3.- Cálculo del calor transmitido

Para el cálculo de la carga total térmica o carga global transferida será necesario conocer los datos de caudal másico y temperatura de las corrientes, ya conocidos, y el calor específico y el calor latente de cambio de fase, que se obtendrán directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$V = 0{,}234 \frac{kg}{s}$$

$$(C_p)_V = 1.008{,}26 \frac{J}{kg \cdot ºC}$$

$$\Delta H_{vap} = 287.130 \frac{J}{kg}$$

Con estos valores:

$$Q_1 = V \cdot \left(\left(C_p\right)_V \cdot (T_1 - T_2) + \Delta H_{vap} \right)$$

$$Q_1 = 0{,}234 \cdot (1.008{,}26 \cdot 94{,}96 + 287.130) = 89.657\ W = 89{,}7\ kW$$

De esta forma, el calor total transferido es de unos ochenta y nueve con siete kiloWatios 89,7 kW.

4.3.4.- Cálculo del caudal de agua de refrigeración

Con este calor transmitido y conociendo la expresión del balance global de energía al intercambiador, podemos calcular el caudal de agua de refrigeración requerido:

$$Q_1 = Q_2 = Ref \cdot \left(C_p\right)_{Ref} \cdot (T_4 - T_3)$$

Donde "Ref" es el caudal de refrigerante necesario a calcular y $(C_p)_{Ref}$ es el calor específico de este refrigerante, que puesto que se trata de agua será de 1kcal/ºC·kg.

$$\left(C_p\right)_{Ref} = 1 \frac{kcal}{kg \cdot ºC} = 4180 \frac{J}{kg \cdot ºC}$$

$$Ref = \frac{Q_1}{\left(C_p\right)_{Ref} \cdot \Delta T_2} = \frac{89.657}{4180 \cdot 30} = 0{,}715 \frac{kg}{s}$$

El caudal de agua de refrigeración necesario para que la corriente de vapor se condense y se enfríe todo lo requerido es de cero con setecientos quince kilogramos por segundo 0,715kg/s.

4.3.5.- Cálculo del área específica de intercambio

En cuanto al área de intercambio, una vez conocidos el coeficiente global de transmisión de calor y la diferencia de temperatura media logarítmica, solo nos falta conocer el valor del factor de corrección "F", que según datos bibliográficos "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", toma el valor de 0,97, para intercambiadores de calor de carcas y tubos, para poder calcular el área de intercambio:

$$F = 0{,}97$$

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F \quad \rightarrow \quad A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml} \cdot F} = \frac{89.657}{851{,}17 \cdot 56{,}38 \cdot 0{,}97} = 1{,}926\ m^2$$

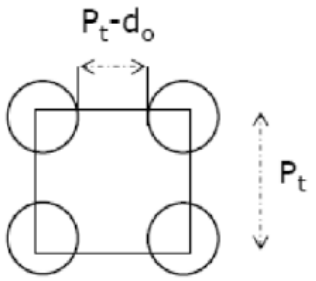
Por tanto, el área de intercambio requerida para transferir la carga calorífica que se requiere es de uno con novecientos veintiséis metros cuadrados 1,926 m^2.

4.3.6.- Dimensionamiento del intercambiador

A continuación se detallan los cálculos relativos al dimensionamiento y diseño mecánico de este equipo, como cálculo del número de tubos, cálculo del diámetro de la carcasa, cálculo del número de deflectores, etc.

Para ello se aplicarán la suposición de que el haz de tubos en el interior de la carcasa se distribuyen de forma cuadrada tal y como se muestra en la "*Figura 15*", donde P_t = 14,33mm y d_0 es el diámetro de los tubos, que para el diseño de estos intercambiadores de calor se corresponde a un diámetro nominal de un tubo de acero de 1/4", diámetro exterior 13,7mm y espesor nominal 2,24mm.

Figura 15



De esta forma:

$$d_0 = d_{ext} - 2 \cdot e = 13{,}7 - 2 \cdot 2{,}24 = 9{,}22\ mm$$

4.3.6.1.- Número de tubos por carcasa

Suponiendo una longitud de los tubos de 1m:

$$L = 1\ m$$

$$A = \pi \cdot d_0 \cdot L_{TOTAL}$$

Despejando:

$$L_{TOTAL} = \frac{A}{\pi \cdot d_0} = \frac{1{,}926}{\pi \cdot 0{,}00922} = 66{,}5m$$

$$N_{TUBOS} = \frac{L_{TOTAL}}{L} = \frac{66{,}5}{1} = 66{,}5 \approx 67\ tubos$$

El número total de tubos que ha de tener el intercambiador es de sesenta y siete 67.

4.3.6.2.- Diámetro nominal de la carcasa

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el diámetro nominal de la carcasa viene dado por la siguiente expresión:

$$D'_{Shell} = (N_{TUBOS} - 1) \cdot Pt - d_0 = (67 - 1) \cdot 0{,}01433 - 0{,}00922 = 0{,}752\ m$$

El diámetro nominal de la carcasa sería de cero con setecientos cincuenta y dos metros 0,752 m.

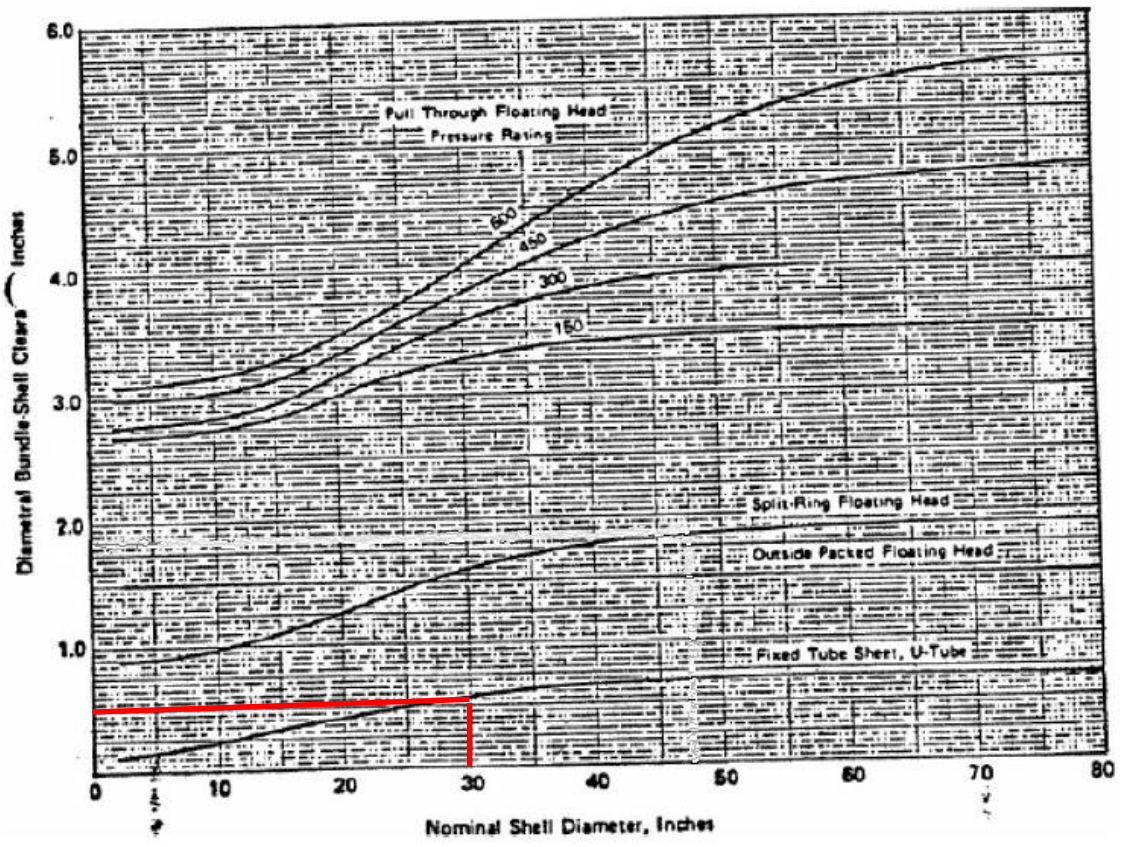
4.3.6.3.- Diámetro interno de la carcasa

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el diámetro interno de la carcasa viene dado por la siguiente expresión:

$$D_{Shell} = D'_{Shell} - Holgura$$

Donde para el cálculo de la Holgura se utiliza la "*Figura 17*" en la que viene expresada la holgura en función del diámetro nominal de la carcasa y del tipo de cabezal, que en este caso es cabezal flotante con soporte.

Figura 17



Es necesario señalar que en la "*Figura 17*" las variables se encuentran en pulgadas, por lo que habrá que realizar los correspondientes cambios de unidades.

$$D'_{Shell} = 0{,}752\ m = 29{,}6\ in$$

Por tanto, según la "*Figura 17*"

$$Holgura = 0{,}5\ in = 12{,}7\ mm$$

$$D_{Shell} = D'_{Shell} - Holgura = 0{,}752 - 0{,}0127 = 0{,}739\ m$$

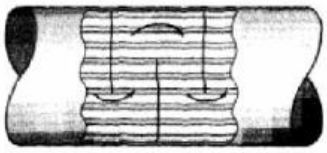
El diámetro interno de la carcasa será por tanto de cero con setecientos treinta y nueve metros 0,739m.

4.3.6.4.- Número de deflectores

Los deflectores son imprescindibles en el intercambio de calor para redireccionar el flujo a través de la carcasa, aumentando la turbulencia y consiguiendo un flujo transversal a los tubos, contribuyendo a mejorar la transmisión de calor.

En este caso consideraremos que los deflectores son de tipo fragmentado sencillo como los de esta figura "*Figura 18*".

Figura 18



Placa deflectoras de tipo de segmentado sencillo

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el número de placas deflectoras de ese tipo a instalar viene dado por la siguiente expresión.

$$N_{deflectores} = \frac{12 \cdot L}{D_{Shell}} = \frac{12 \cdot 1}{0{,}739} = 16{,}24 \approx 17\ deflectores$$

El número de deflectores a instalar en este intercambiador de calor es de diecisiete 17.

4.3.6.5.- Nomenclatura TEMA del intercambiador

Se asigna la siguiente nomenclatura según se indica en las normas TEMA:

TYPE:

A: Canal y cabeza desmontables

E: Carcasa de un solo paso.

S: Cabezal flotante con dispositivo de apoyo.

SIZE:

$$D_{Shell} = 0{,}739\ m = 29{,}1\ in \approx 30\ in$$

$$L = 1\ m = 39{,}4\ in \approx 40\ in$$

Por tanto, la nomenclatura TEMA de este intercambiador de calor sería:

$$\boldsymbol{SIZE\ 30-40\ TYPE\ AES}$$

4.3.7.- Resumen del equipo "IC-3"

Intercambiador de calor IC-3	
Fluido que circula por los tubos	0,71 kg/s de agua de refrigeración
Fluido que circula por la carcasa	0,23 kg/s de vapor condensable
Temperatura de entrada de V	98,03 ºC
Temperatura de salida de V	3,07 ºC
Temperatura de entrada de Ref	20,00 ºC
Temperatura de salida de Ref	50,00 ºC
Carga térmica transferida	89,66 kW
Coeficiente global U	851,17 W/ºC·m^2
Área de intercambio	1,93 m^2
Longitud de los tubos	1 m
Nº de tubos	67
Diámetro interno de la carcasa	0,74 m
Nº de deflectores	17
Nomenclatura TEMA	SIZE 30-40 TYPE AES

4.4.- Cálculos del intercambiador de calor IC-4

Como ya se ha comentado anteriormente, este es el intercambiador de calor que se encarga de calentar la corriente de amina pobre que desciende por la columna de destilación, para después, recircular una parte hacía la columna de absorción y la otra de vuelta a la columna de destilación como corriente evaporada.

Es importante señalar que para condensar o evaporar una corriente no se utilizan dispositivos de intercambio de calor de carcasa y tubos, sino otras unidades especialmente diseñadas para ello. Aun así, en este apartado se aborda el diseño de este equipo de intercambio

de calor como si se tratase de un intercambiador de calor de carcasa y tubos, ya que de esta forma se proporciona una estimación de las dimensiones del equipo y del calor intercambiado.

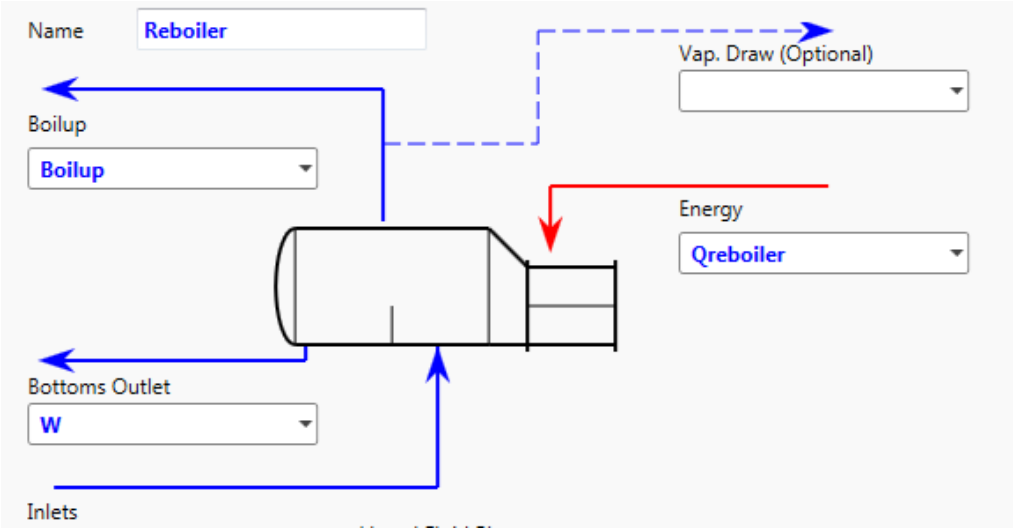
En este caso, la corriente de amina pobre es el fluido a calentar, por lo que se utilizará vapor de baja presión para aportar este calor necesario.

Para su diseño será necesaria la identificación de que fluido circulará por el interior de los tubos y cual circulará por el interior de la carcasa.

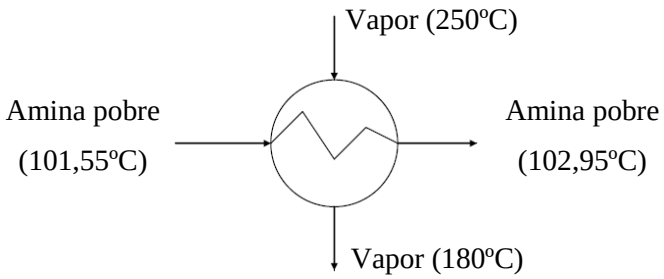
En este tipo de intercambiadores en los que se pretende calentar una corriente con vapor, es el fluido caliente, es decir, el vapor, el que circula por el interior de los tubos, mientras que el fluido frio, corriente de amina pobre, circulará por el interior de la carcasa.

El esquema de este equipo obtenido del software de simulación Aspen Plus V8.4 se muestra en la siguiente figura, "*Figura 21*":

Figura 33



Además, antes de abordar el diseño de este intercambiador, será necesario caracterizar las distintas corrientes:



Para identificar la temperatura de salida de las distintas corrientes se ha utilizado el software de simulación Aspen Plus V8.4.

4.4.1.- Cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica

Identificación de las variables:

$$T_1 = 250ºC \ ; \ T_2 = 180ºC \ ; \ T_3 = 101{,}55\ ºC \ ; \ T_4 = 102{,}95ºC$$

Antes de proceder con el cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica, será necesario calcular las diferencias de temperatura:

$$\Delta T_1 = T_1 - T_2 = 250 - 180 = 70ºC$$

$$\Delta T_2 = T_4 - T_3 = 102{,}95 - 101{,}55 = 1{,}40ºC$$

La diferencia de temperatura media logarítmica será, según la expresión presentada al comienzo de este apartado:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{70 - 1{,}40}{\ln \frac{70}{1{,}40}} = 17{,}53ºC$$

La diferencia de temperatura media logarítmica para este intercambiador es de diecisiete con cincuenta y tres grados centígrados 17,53ºC.

4.4.2.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor

El coeficiente global de transmisión de calor engloba todas las posibles resistencias a la transmisión de calor que puedan darse en el proceso de intercambio, como pueden ser, la resistencia por convección de los distintos fluidos o la resistencia por conducción de los tubos que componen el intercambiador.

Este coeficiente se obtiene de tablas bibliográficas, esta tabla "*Tabla 13*" en concreto se ha obtenido de "Perrys Chemical Engineers handbook 1999", en la que se muestran distintos valores del coeficiente global de transmisión de calor (Btu/ºF·ft^2·h) en función del tipo de compuestos involucrados en el proceso de intercambio de calor.

En este caso tenemos un fluido, amina pobre, formado mayoritariamente por, que circula por el interior de la carcasa del intercambiador, y vapor, que circula por los tubos. Además se tomará el mayor de los valores de U que presente la tabla.

Según la "*Tabla 14*":

$$U = 700 \frac{Btu}{ºF \cdot ft^2 \cdot h} = 3.972 \frac{W}{ºC \cdot m^2}$$

Tabla 25

TABLA 8. VALORES APROXIMADOS DE LOS COEFICIENTES TOTALES PARA DISEÑO. LOS VALORES INCLUYEN UN FACTOR DE OBSTRUCCION TOTAL DE 0.003 Y CAIDA DE PRESION PERMISIBLE DE 5 A 10 LB/PLG² EN LA CORRIENTE QUE CONTROLE

Enfriadores

Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250–500 [4]
Metanol	Agua	250–500 [4]
Amoniaco	Agua	250–500 [4]
Soluciones acuosas	Agua	250–500 [4]
Sustancias orgánicas ligeras [1]	Agua	75–150
Sustancias orgánicas medias [2]	Agua	50–125
Sustancias orgánicas pesadas [3]	Agua	5– 75
Gases	Agua	2– 50
Agua	Salmuera	100–200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40–100

Calentadores

Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Vapor de agua	Agua	200–700 [4]
Vapor de agua	Metanol	200–700 [4]
Vapor de agua	Amoniaco	200–700 [4]
Vapor de agua	Soluciones acuosas:	
Vapor de agua	menos de 2.0 cp	200–700
Vapor de agua	Más de 2.0 cp	100–500 [4]
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	50–100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	100–200
Vapor de agua	Sustancias orgánicas pesadas	6–60
Vapor de agua	Gases	5–50 [6]

De este modo, el coeficiente global de transmisión de calor para este intercambiador es de tres mil novecientos setenta y dos Watios por grado centígrado y por metro cuadrado 3.972W/ºC·m^2.

4.4.3.- Cálculo del calor transmitido

Para el cálculo de la carga total térmica o carga global transferida será necesario conocer los datos de caudal másico y temperatura de las corrientes, ya conocidos, y el calor específico y el calor latente de cambio de fase, que se obtendrán directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4. Además, habrá que conocer la porción de líquido evaporada.

$$L' = 4{,}43\ \frac{kg}{s}$$

$$\left(C_p\right)_{L'} = 4.010\ \frac{J}{kg \cdot ºC}$$

$$\Delta H_{vap} = 1.997.000 \frac{J}{kg}$$

$$L' - W = 4{,}43 - 1{,}17 = 3{,}26 \frac{kg}{s}$$

Con estos valores:

$$Q_2 = L' \cdot \left(C_p\right)_{L'} \cdot (T_4 - T_3) + (L' - W) \cdot \Delta H_{vap}$$

$$Q_2 = 4{,}43 \cdot 4.010 \cdot 1{,}40 + 3{,}26 \cdot 1.997.000 = 6.533.720\, W = 6{,}5\, MW$$

De esta forma, el calor total transferido es de unos seis con cinco MegaWatios 6,5 MW.

4.4.4.- Cálculo del caudal de vapor de calefacción

Con este calor transmitido y conociendo la expresión del balance global de energía al intercambiador, podemos calcular el caudal de vapor de calefacción requerido:

$$Q_2 = Q_1 = Vap \cdot \left(C_p\right)_{Vap} \cdot (T_1 - T_2)$$

Donde "Ref" es el caudal de refrigerante necesario a calcular y $(C_p)_{Ref}$ es el calor específico de este vapor, que se ha obtenido del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$\left(C_p\right)_{Vap} = 2.046{,}5 \frac{J}{kg \cdot ºC}$$

$$Vap = \frac{Q_1}{\left(C_p\right)_{Ref} \cdot \Delta T_2} = \frac{6.533.720}{2.046{,}5 \cdot 70} = 45{,}61 \frac{kg}{s}$$

El caudal de vapor de calefacción necesario para evaporar la cantidad requerida de amina pobre es de cuarenta y cinco con sesenta y un kilogramos por segundo 45,67 kg/s.

4.4.5.- Cálculo del área específica de intercambio

En cuanto al área de intercambio, una vez conocidos el coeficiente global de transmisión de calor y la diferencia de temperatura media logarítmica, solo nos falta conocer el valor del factor de corrección "F", que según datos bibliográficos "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", toma el valor de 0,97, para intercambiadores de calor de carcas y tubos, para poder calcular el área de intercambio:

$$F = 0{,}97$$

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F \quad \rightarrow \quad A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml} \cdot F} = \frac{6.533.720}{3.972 \cdot 17{,}53 \cdot 0{,}97} = 96{,}74\, m^2$$

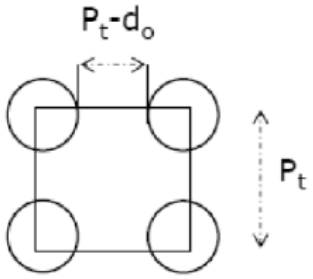
Por tanto, el área de intercambio requerida para transferir la carga calorífica que se requiere es de noventa y seis con setenta y cuatro metros cuadrados 96,74 m^2.

4.4.6.- Dimensionamiento del intercambiador

A continuación se detallan los cálculos relativos al dimensionamiento y diseño mecánico de este equipo, como cálculo del número de tubos, cálculo del diámetro de la carcasa, cálculo del número de deflectores, etc.

Para ello se aplicarán la suposición de que el haz de tubos en el interior de la carcasa se distribuyen de forma cuadrada tal y como se muestra en la "*Figura 15*", donde P_t = 43,85mm y d_0 es el diámetro de los tubos, que para el diseño de estos intercambiadores de calor se corresponde a un diámetro nominal de un tubo de acero de 1 1/4", diámetro exterior 42,2mm y espesor nominal 3,56mm.

Figura 15



De esta forma:

$$d_0 = d_{ext} - 2 \cdot e = 42{,}2 - 2 \cdot 3{,}56 = 35{,}08\, mm$$

4.4.6.1.- Número de tubos por carcasa

Suponiendo una longitud de los tubos de 10m:

$$L = 10\, m$$

$$A = \pi \cdot d_0 \cdot L_{TOTAL}$$

Despejando:

$$L_{TOTAL} = \frac{A}{\pi \cdot d_0} = \frac{96{,}74}{\pi \cdot 0{,}03508} = 877{,}8m$$

$$N_{TUBOS} = \frac{L_{TOTAL}}{L} = \frac{877{,}8}{10} = 87{,}8 \approx 88\, tubos$$

El número total de tubos que ha de tener el intercambiador es de ochenta y ocho 88.

4.4.6.2.- Diámetro nominal de la carcasa

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el diámetro nominal de la carcasa viene dado por la siguiente expresión:

$$D'_{Shell} = (N_{TUBOS} - 1) \cdot Pt - d_0 = (88 - 1) \cdot 0{,}04385 - 0{,}03508 = 3{,}78\, m$$

El diámetro nominal de la carcasa sería de tres con setenta y ocho metros 3,78 m.

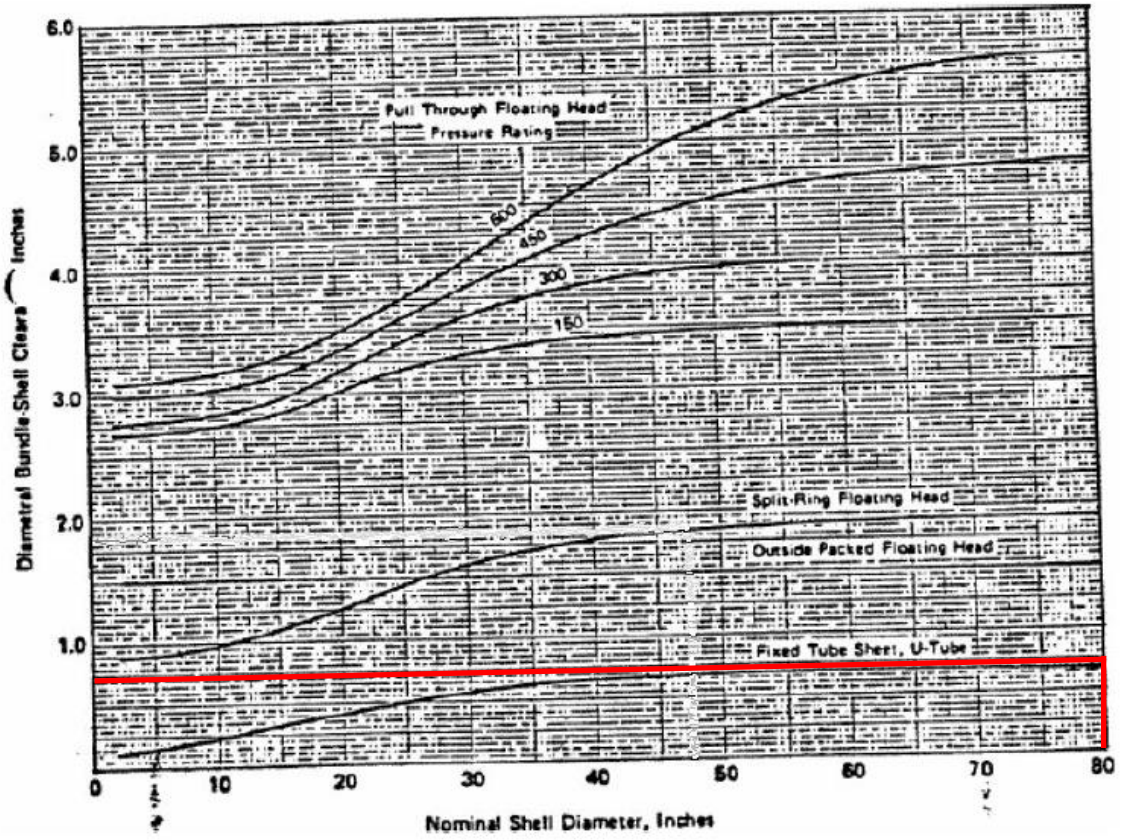
4.4.6.3.- Diámetro interno de la carcasa

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el diámetro interno de la carcasa viene dado por la siguiente expresión:

$$D_{Shell} = D'_{Shell} - Holgura$$

Donde para el cálculo de la Holgura se utiliza la "*Figura 17*" en la que viene expresada la holgura en función del diámetro nominal de la carcasa y del tipo de cabezal, que en este caso es cabezal flotante con soporte.

Figura 17



Es necesario señalar que en la "*Figura 17*" las variables se encuentran en pulgadas, por lo que habrá que realizar los correspondientes cambios de unidades.

$$D'_{Shell} = 3{,}78\ m = 148{,}8\ in$$

Además, para el cabezal elegido cabezal flotante con soporte o "Fixed tube Sheet, U-Tube" para diámetros mayores a 40in la holgura es siempre la misma:

Por tanto, según la "*Figura 17*"

$$Holgura = 0{,}7\ in = 17{,}78\ mm$$

$$D_{Shell} = D'_{Shell} - Holgura = 3{,}78 - 0{,}0178 = 3{,}76\ m$$

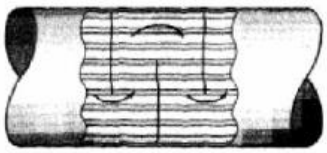
El diámetro interno de la carcasa será por tanto de tres con setenta y seis metros 3,76m.

4.4.6.4.- Número de deflectores

Los deflectores son imprescindibles en el intercambio de calor para redireccionar el flujo a través de la carcasa, aumentando la turbulencia y consiguiendo un flujo transversal a los tubos, contribuyendo a mejorar la transmisión de calor.

En este caso consideraremos que los deflectores son de tipo fragmentado sencillo como los de esta figura "*Figura 18*".

Figura 18



Placa deflectoras de tipo de segmentado sencillo

Según "Eugene F. Megyesy, Manual de recipientes a presión 1992", el número de placas deflectoras de ese tipo a instalar viene dado por la siguiente expresión.

$$N_{deflectores} = \frac{12 \cdot L}{D_{Shell}} = \frac{12 \cdot 10}{3{,}76} = 31{,}9 \approx 32\ deflectores$$

El número de deflectores a instalar en este intercambiador de calor es de treinta y dos 32.

4.4.6.5.- Nomenclatura TEMA del intercambiador

Se asigna la siguiente nomenclatura según se indica en las normas TEMA:

TYPE:

A: Canal y cabeza desmontables

E: Carcasa de un solo paso.

S: Cabezal flotante con dispositivo de apoyo.

SIZE:

$$D_{Shell} = 3{,}76\ m = 148{,}11\ in \approx 149\ in$$

$$L = 10\ m = 393{,}7\ in \approx 394\ in$$

Por tanto, la nomenclatura TEMA de este intercambiador de calor sería:

$$\boldsymbol{SIZE\ 149 - 394\ TYPE\ AES}$$

4.4.7.- Resumen del equipo "IC-4"

Intercambiador de calor IC-4	
Fluido que circula por los tubos	45,61 kg/s de vapor de media presión
Fluido que circula por la carcasa	4,43 de amina pobre
Temperatura de entrada de L'	101,55 ºC
Temperatura de salida de W y V	102,95 ºC
Temperatura de entrada de Vap	250,00 ºC
Temperatura de salida de Vap	180,00 ºC
Carga térmica transferida	6,53 MW
Coeficiente global U	3.972,13 W/ºC·m^2
Área de intercambio	96,74 m^2
Longitud de los tubos	10 m
Nº de tubos	88
Diámetro interno de la carcasa	3,76 m
Nº de deflectores	32
Nomenclatura TEMA	SIZE 149-394 TYPE AES

5.- DISEÑO DE LAS BOMBAS

En este apartado se aborda el diseño de las bombas encargadas de la impulsión de líquidos presentes en la planta de tratamiento con aminas.

En el presente proyecto podemos identificar las siguientes bombas:

- P-1: Responsable de proporcionar el caudal necesario de disolución de amina pobre a la columna de absorción.
- P-2: Impulsa la corriente de amina rica desde la cola de la columna de absorción hasta el separador gas-líquido de baja presión S-2.
- P-3: Impulsa la corriente de amina rica, procedente del separador gas-líquido a baja presión S-2, hacia la columna de destilación.
- P-4: Responsable de la impulsión de la corriente de vapor condensado que se retorna a la columna de destilación como reflujo.
- P-5: Impulsa la corriente de amina pobre procedente de la columna de destilación hacia el punto de mezcla en el que convergen la corriente de amina fresca, y esta corriente de amina pobre.

La variable de diseño objetivo de cálculo en este apartado será la potencia que han de suministrar las distintas bombas para la correcta circulación de los fluidos. Para ello es necesario conocer las presiones de aspiración y de impulsión de las mismas, así como las pérdidas de carga en cada una de las conducciones y el caudal volumétrico de líquido a bombear.

Las presiones tanto de aspiración como de impulsión son perfectamente conocidas. En cuanto al resto de variables, las pérdidas de carga en las distintas conducciones, al igual que las velocidades de circulación, son estimadas en el apartado 7 del presente documento (7.- Cálculo de tuberías), y los distintos caudales volumétricos se han obtenido del software de simulación Aspen Plus V8.4.

Además, para calcular la potencia que han de suministrar las bombas, serán necesarias las siguientes ecuaciones:

- Ecuación de Bernoulli expresada en “cargas”:

$$\frac{\Delta P}{\rho \cdot g} + \frac{\Delta v^2}{2 \cdot g} + \Delta z + hf = \eta \cdot \Delta h$$

Donde:

$\Delta P/\rho \cdot g$: Carga debida a la diferencia de presión.

$\Delta v^2/2 \cdot g$: Carga debida a la diferencia de velocidades.

Δz: Carga debida a la diferencia de alturas.

hf: Pérdida de carga en tuberías y accesorios.

$\eta \cdot \Delta h$: Altura teórica suministrada por la bomba.

- Ecuación de potencia de la bomba:

$$P = \Delta h \cdot g \cdot Q_v$$

Donde:

P: Potencia de la bomba.

Δh: Altura suministrada por la bomba.

g: Aceleración de la gravedad.

Q_v: Caudal volumétrico de la corriente a impulsar.

- Ecuación de la altura neta de succión positiva NPSH:

$$NPSH_{Disponible} = \frac{P_1 - P^0}{\rho \cdot g} + h_1 - hf$$

Donde:

P_1: Presión en el punto 1.

P^0: Presión de vapor de la corriente promediada a la temperatura dada.

h_1: Diferencia de altura entre los puntos 1 y 2.

hf: Pérdida de carga entre los puntos 1 y 2.

Donde a su vez, el punto 1 se asocia a la zona de aspiración de la bomba y el punto 2 a la zona de impulsión.

Es necesario señalar que todas las bombas presentes en la planta son de tipo centrífugas. Además será necesario tener en cuenta a la hora de realizar el presupuesto que cada uno de estas bombas se encontrará por duplicado, de forma que si una de ellas fallase, la planta podría seguir funcionando correctamente.

5.1.- Cálculos de la bomba P-1

Tal y como se ha mencionado anteriormente, es la bomba responsable de proporcionar la potencia necesaria para la impulsión de la disolución de amina pobre que entrará por cabeza de la torre de absorción.

Para el cálculo de la potencia que ha de suministrar esta bomba será necesario calcular con anterioridad la altura teórica que esta proporcionará. Para ello, nos valdremos de la ecuación de Bernoulli mostrada al comienzo del presente apartado, que reordenando sus términos queda de la siguiente forma:

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{(v_2 - v_1)^2}{2 \cdot g} + (z_2 - z_1) + hf = \eta \cdot \Delta h$$

Las variables conocidas de esta expresión se reflejan en la siguiente tabla:

Presión en la zona de impulsión P_2	6.894.759 Pa
Presión en la zona de aspiración P_1	103.421,4 Pa
Velocidad en la zona de impulsión v_2	6,337 m/s
Velocidad en la zona de aspiración v_1	6,337 m/s
Altura de la zona de impulsión z_2	13,5 m
Altura de la zona de aspiración z_1	0 m
Pérdida de carga hf	92,767 m
Densidad ρ	1.005,777 (kg/m^3)
Aceleración de la gravedad g	9,807 (m/s^2)

De esta forma, sustituyendo en la expresión anterior:

$$\eta \cdot \Delta h = \frac{6.894.759 - 103.421,4}{1.005,777 \cdot 9,807} + (13,5 - 0) + 92,767 = 794,788\ m$$

Donde η es el rendimiento o eficacia de la bomba, que se supone de un 85%.

$$\Delta h = \frac{794,788}{\eta} = \frac{794,788}{0,85} = 935,05\ m$$

Como método de comprobación de este resultado, se calcula la altura neta de succión positiva disponible $NPSH_{Disponible}$, de modo que, para asegurar un correcto funcionamiento, esta ha de ser siempre superior a la que suministra la bomba.

$$NPSH_{Disponible} = \frac{P_1 - P^0}{\rho \cdot g} + h_1 - hf$$

El valor para la presión de vapor de la corriente a impulsar a la temperatura dada ha sido calculado utilizando el software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$P^0 = 8.766{,}021 \text{ Pa}$$

$$NPSH_{Disponible} = \frac{103.421{,}4 - 8.766}{1.005{,}777 \cdot 9{,}807} + (13{,}5 - 0) - 92{,}767 = 1.009{,}23\ m$$

La bomba es capaz de suministrar la altura necesaria, por lo que esta funcionará correctamente.

Además, según el software de simulación Aspen Plus V8.4:

$$Q_v = 0{,}0026 \frac{m^3}{s}$$

Por tanto, ya se pude proceder al cálculo de la potencia necesaria.

$$P = \Delta h \cdot g \cdot \rho \cdot Q_v = 935{,}05 \cdot 9{,}807 \cdot 1.005{,}777 \cdot 0{,}0026 = 23.774{,}7\ W = 23{,}77\ kW$$

La potencia que ha de suministrar esta bomba es de veintitrés con setenta y siete kiloWatios 23,77 kW.

5.2.- Cálculos de la bomba P-2

Tal y como se ha mencionado anteriormente, es la bomba responsable de proporcionar la potencia necesaria para la impulsión de la disolución de amina rica procedente de la columna de absorción hacia el separador gas-líquido de baja presión.

Para el cálculo de la potencia que ha de suministrar esta bomba será necesario calcular con anterioridad la altura teórica que esta proporcionará. Para ello, nos valdremos de la ecuación de Bernoulli mostrada al comienzo del presente apartado, que reordenando sus términos queda de la siguiente forma:

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{(v_2 - v_1)^2}{2 \cdot g} + (z_2 - z_1) + hf = \eta \cdot \Delta h$$

Las variables conocidas de esta expresión se reflejan en la siguiente tabla:

Presión en la zona de impulsión P_2	6.894.759 Pa
Presión en la zona de aspiración P_1	6.894.759 Pa

Velocidad en la zona de impulsión v_2	7,522 m/s
Velocidad en la zona de aspiración v_1	0 m/s
Altura de la zona de impulsión z_2	0 m
Altura de la zona de aspiración z_1	0 m
Pérdida de carga hf	35,307 m
Densidad ρ	885,939 kg/m^3
Aceleración de la gravedad g	9,807 m/s^2

De esta forma, sustituyendo en la expresión anterior:

$$\eta \cdot \Delta h = \frac{(7{,}522 - 0)^2}{2 \cdot 9{,}807} + 35{,}307 = 38{,}192\ m$$

Donde η es el rendimiento o eficacia de la bomba, que se supone de un 85%.

$$\Delta h = \frac{38{,}192}{\eta} = \frac{38{,}192}{0{,}85} = 44{,}931\ m$$

Como método de comprobación de este resultado, se calcula la altura neta de succión positiva disponible $NPSH_{Disponible}$, de modo que, para asegurar un correcto funcionamiento, esta ha de ser siempre superior a la que suministra la bomba

$$NPSH_{Disponible} = \frac{P_1 - P^0}{\rho \cdot g} + h_1 - hf$$

El valor para la presión de vapor de la corriente a impulsar a la temperatura dada ha sido calculado utilizando el software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$P^0 = 6.829.860\ \text{Pa}$$

$$NPSH_{Disponible} = \frac{6.894.759 - 6.829.860}{885{,}939 \cdot 9{,}807} - 35{,}307 = 55{,}67\ m$$

La bomba es capaz de suministrar la altura necesaria, por lo que esta funcionará correctamente.

Además, según el software de simulación Aspen Plus V8.4:

$$Q_v = 0{,}0031 \frac{m^3}{s}$$

Por tanto, ya se pude proceder al cálculo de la potencia necesaria.

$$P = \Delta h \cdot g \cdot \rho \cdot Q_v = 44{,}931 \cdot 9{,}807 \cdot 885{,}939 \cdot 0{,}0031 = 1.194{,}5\ W = 1{,}20\ kW$$

La potencia que ha de suministrar esta bomba es de uno con veinte kiloWatios 1,20 kW.

5.3.- Cálculos de la bomba P-3

Tal y como se ha mencionado anteriormente, es la bomba responsable de proporcionar la potencia necesaria para la impulsión de la disolución de amina rica procedente del separador gas líquido de baja presión S-2 hacia la columna de destilación.

Para el cálculo de la potencia que ha de suministrar esta bomba será necesario calcular con anterioridad la altura teórica que esta proporcionará. Para ello, nos valdremos de la ecuación de Bernoulli mostrada al comienzo del presente apartado, que reordenando sus términos queda de la siguiente forma:

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{(v_2 - v_1)^2}{2 \cdot g} + (z_2 - z_1) + hf = \eta \cdot \Delta h$$

Las variables conocidas de esta expresión se reflejan en la siguiente tabla:

Presión en la zona de impulsión P_2	689.475,9 Pa
Presión en la zona de aspiración P_1	689.475,9 Pa
Velocidad en la zona de impulsión v_2	4,472 m/s
Velocidad en la zona de aspiración v_1	0 m/s
Altura de la zona de impulsión z_2	15 m
Altura de la zona de aspiración z_1	0 m
Pérdida de carga hf	37,360 m
Densidad ρ	889,402 kg/m^3
Aceleración de la gravedad g	9,807 m/s^2

De esta forma, sustituyendo en la expresión anterior:

$$\eta \cdot \Delta h = \frac{(4{,}472 - 0)^2}{2 \cdot 9{,}807} + (15 - 0) + 37{,}360 = 53{,}38\, m$$

Donde η es el rendimiento o eficacia de la bomba, que se supone de un 85%.

$$\Delta h = \frac{53{,}38}{\eta} = \frac{53{,}38}{0{,}85} = 62{,}80\, m$$

Como método de comprobación de este resultado, se calcula la altura neta de succión positiva disponible $NPSH_{Disponible}$, de modo que, para asegurar un correcto funcionamiento, esta ha de ser siempre superior a la que suministra la bomba

$$NPSH_{Disponible} = \frac{P_1 - P^0}{\rho \cdot g} + h_1 - hf$$

El valor para la presión de vapor de la corriente a impulsar a la temperatura dada ha sido calculado utilizando el software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$P^0 = 6.939.188 \text{ Pa}$$

$$NPSH_{Disponible} = \frac{689.475{,}9 - 6.939.188}{889{,}402 \cdot 9{,}807} + (15 - 0) - 37{,}360 = 73{,}89\ m$$

La bomba es capaz de suministrar la altura necesaria, por lo que esta funcionará correctamente.

Además, según el software de simulación Aspen Plus V8.4:

$$Q_v = 0{,}0030 \frac{m^3}{s}$$

Por tanto, ya se pude proceder al cálculo de la potencia necesaria.

$$P = \Delta h \cdot g \cdot \rho \cdot Q_v = 62{,}80\ \cdot 9{,}807 \cdot 889{,}402 \cdot 0{,}0030 = 1.670\ W = 1{,}67\ kW$$

La potencia que ha de suministrar esta bomba es de uno con sesenta y siete kiloWatios 1,67 kW.

5.4.- Cálculos de la bomba P-4

Tal y como se ha mencionado anteriormente, es la bomba responsable de proporcionar la potencia necesaria para la impulsión de parte de la corriente de vapor condensado como reflujo de la columna de destilación.

Para el cálculo de la potencia que ha de suministrar esta bomba será necesario calcular con anterioridad la altura teórica que esta proporcionará. Para ello, nos valdremos de la ecuación de Bernoulli mostrada al comienzo del presente apartado, que reordenando sus términos queda de la siguiente forma:

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{(v_2 - v_1)^2}{2 \cdot g} + (z_2 - z_1) + hf = \eta \cdot \Delta h$$

Las variables conocidas de esta expresión se reflejan en la siguiente tabla:

Presión en la zona de impulsión P_2	55.158 Pa
Presión en la zona de aspiración P_1	55.158,07 Pa

Velocidad en la zona de impulsión v_2	0,388 m/s
Velocidad en la zona de aspiración v_1	0 m/s
Altura de la zona de impulsión z_2	15 m
Altura de la zona de aspiración z_1	15 m
Pérdida de carga hf	0,355 m
Densidad ρ	999,340 kg/m^3
Aceleración de la gravedad g	9,807 m^2/s

De esta forma, sustituyendo en la expresión anterior:

$$\eta \cdot \Delta h = \frac{(0{,}388 - 0)^2}{2 \cdot 9{,}807} + 0{,}355 = 0{,}363\ m$$

Donde η es el rendimiento o eficacia de la bomba, que se supone de un 85%.

$$\Delta h = \frac{0{,}363}{\eta} = \frac{0{,}363}{0{,}85} = 0{,}427\ m$$

Como método de comprobación de este resultado, se calcula la altura neta de succión positiva disponible $NPSH_{Disponible}$, de modo que, para asegurar un correcto funcionamiento, esta ha de ser siempre superior a la que suministra la bomba

$$NPSH_{Disponible} = \frac{P_1 - P^0}{\rho \cdot g} + h_1 - hf$$

El valor para la presión de vapor de la corriente a impulsar a la temperatura dada ha sido calculado utilizando el software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$P^0 = 55.145\ \text{Pa}$$

$$NPSH_{Disponible} = \frac{55.158 - 55.145}{999{,}340 \cdot 9{,}807} - 0{,}355 = 1{,}709\ m$$

La bomba es capaz de suministrar la altura necesaria, por lo que esta funcionará correctamente.

Además, según el software de simulación Aspen Plus V8.4:

$$Q_v = 9{,}1 \cdot 10^{-6} \frac{m^3}{s}$$

Por tanto, ya se pude proceder al cálculo de la potencia necesaria.

$$P = \Delta h \cdot g \cdot \rho \cdot Q_v = 0{,}427 \cdot 9{,}807 \cdot 999{,}340 \cdot 9{,}1 \cdot 10^{-6} = 0{,}038\ W$$

La potencia que ha de suministrar esta bomba es de cero con cero treinta y ocho Watios 0,38W.

5.5.- Cálculos de la bomba P-5

Tal y como se ha mencionado anteriormente, es la bomba responsable de proporcionar la potencia necesaria para la impulsión de la corriente de amina pobre procedente de la columna de destilación hasta el punto en el que se mezclan esta corriente y la de aporte de amina fresca a la planta.

Para el cálculo de la potencia que ha de suministrar esta bomba será necesario calcular con anterioridad la altura teórica que esta proporcionará. Para ello, nos valdremos de la ecuación de Bernoulli mostrada al comienzo del presente apartado, que reordenando sus términos queda de la siguiente forma:

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{(v_2 - v_1)^2}{2 \cdot g} + (z_2 - z_1) + hf = \eta \cdot \Delta h$$

Las variables conocidas de esta expresión se reflejan en la siguiente tabla:

Presión en la zona de impulsión P_2	103.421 Pa
Presión en la zona de aspiración P_1	103.421 Pa
Velocidad en la zona de impulsión v_2	3,189 m/s
Velocidad en la zona de aspiración v_1	0 m/s
Altura de la zona de impulsión z_2	0 m
Altura de la zona de aspiración z_1	0 m
Pérdida de carga hf	16,529 m
Densidad ρ	989,592 kg/m^3
Aceleración de la gravedad g	9,807 m/s^2

De esta forma, sustituyendo en la expresión anterior:

$$\eta \cdot \Delta h = \frac{(3{,}189 - 0)^2}{2 \cdot 9{,}807} + 16{,}529 = 17{,}048\, m$$

Donde η es el rendimiento o eficacia de la bomba, que se supone de un 85%.

$$\Delta h = \frac{17{,}048}{\eta} = \frac{17{,}048}{0{,}85} = 20{,}056\, m$$

Como método de comprobación de este resultado, se calcula la altura neta de succión positiva disponible $NPSH_{Disponible}$, de modo que, para asegurar un correcto funcionamiento, esta ha de ser siempre superior a la que suministra la bomba

$$NPSH_{Disponible} = \frac{P_1 - P^0}{\rho \cdot g} + h_1 - hf$$

El valor para la presión de vapor de la corriente a impulsar a la temperatura dada ha sido calculado utilizando el software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$P^0 = 103.421 \text{ Pa}$$

$$NPSH_{Disponible} = \frac{55.158 - 27.070}{989{,}592 \cdot 9{,}807} - 16{,}529 = 20{,}568\, m$$

La bomba es capaz de suministrar la altura necesaria, por lo que esta funcionará correctamente.

Además, según el software de simulación Aspen Plus V8.4:

$$Q_v = 0{,}0022 \frac{m^3}{s}$$

Por tanto, ya se pude proceder al cálculo de la potencia necesaria.

$$P = \Delta h \cdot g \cdot \rho \cdot Q_v = 20{,}056 \cdot 9{,}807 \cdot 989{,}592 \cdot 0{,}0022 = 423{,}3\, W = 0{,}42\, kW$$

La potencia que ha de suministrar esta bomba es de cero con cuarenta y dos kiloWatios 0,42 kW.

6.- DISEÑO DEL COMPRESOR

En este apartado se abordará el diseño del compresor encargado del de gas ácido suministro a la planta, proveniente del reactor catalítico de lecho fluidizado FCC, que constituye la alimentación del separador gas-líquido de alta presión S-1, y por tanto de la planta de tratamiento con aminas.

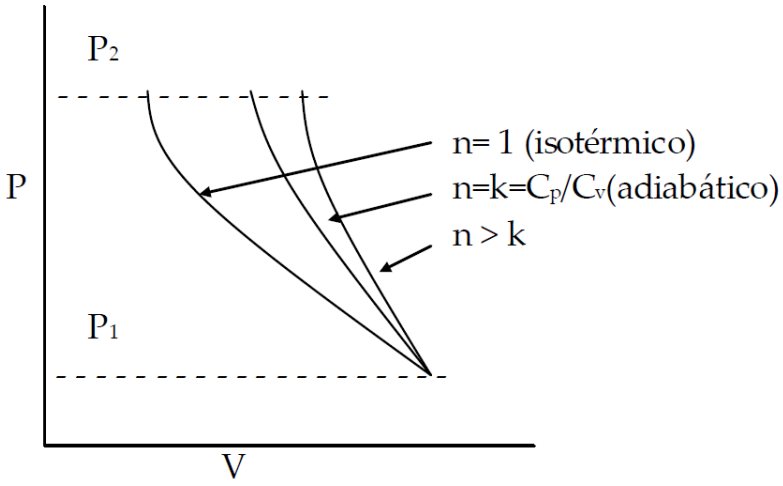
Al igual que sucede en el caso del diseño de los sistemas de impulsión de líquidos, para el sistema de impulsión de gases, el compresor, la variable objetivo de diseño será la potencia necesaria para una óptima circulación de los fluidos.

Si suponemos que el gas se comporta de una forma ideal, ha de cumplirse que:

$$P \cdot V^n = C = Cte$$

Realizando una gráfica "*Figura 22*" donde se representa "P" frente a "V" para cada valor de "n" se obtiene el siguiente mapa de curvas, denominas curvas politrópicas.

Figura 34



Dónde el trabajo realizado por el compresor para elevar la presión de P_1 a P_2 vendrá dado por el área bajo la curva, tal y como se refleja en la siguiente expresión:

$$W = \int_{V_1}^{V_2} P \cdot dV$$

Según esta ecuación y observando las curvas politrópicas, "W" depende de cada valor de "n", ya que el área bajo cada curva de "n" será distinta.

Como nota, la menor cantidad de trabajo posible es el realizado en una compresión isotérmica, cuando n =1, ya que es cuando el área bajo la curva será la menor posible (W = Área bajo la curva).

Pero debido a la dificultad que conllevan los procesos isotérmicos en la realidad, lo más común es que la compresión se realice de manera adiabática, cuando n = k = Cp/Cv, con un enfriamiento posterior.

De este modo se supondrá que la compresión a realizar se llevará a cabo de forma adiabática, y la ecuación para calcular la potencia de dicha compresión será la siguiente:

$$P = \frac{k}{k-1} \cdot \frac{W \cdot R \cdot T_1}{\rho_1 \cdot g} \cdot \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) = \frac{k}{k-1} \cdot \frac{Q_1 \cdot P_1}{\rho_1 \cdot g} \cdot \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right)$$

Donde:

P: Potencia del compresor
k: relación de capacidades caloríficas
R: constante universal de los gases
T_1: temperatura del gas de entrada
ρ_1: densidad del gas de entrada
g: aceleración de la gravedad
P_2: presión del gas de salida
P_1: presión del gas de entrada

Para la obtención de esta ecuación se han considerado las siguientes suposiciones:

- Las energías mecánicas cinética y potencial no varían sensiblemente.
- No existe fricción con la tubería.
- El gas se comporta como un gas ideal.
- El proceso de compresión es perfectamente adiabático.

Teniendo en cuenta todas estas simplificaciones y conociendo los valores de las variables que se muestran en la siguiente tabla, ya se puede proceder al cálculo de la potencia necesaria. Los valores de la densidad de la corriente de entrada y el caudal volumétrico se han obtenido directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

Caudal volumétrico de entrada Q_1	0,218 m^3/s
Densidad del gas de entrada ρ_1	11,477 kg/m^3
Aceleración de la gravedad g	9,807 m/s^2

Presión del gas de entrada P_1	1.114.572 Pa
Presión del gas de salida P_2	6.894.759 Pa

En cuanto a la variable "k" que representa la relación de capacidades caloríficas, puesto que estas dependen de la temperatura, se han promediado. Los respectivos valores de "k" a las distintas temperaturas se han obtenido del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$k_1 = (k)_{T_1} = \frac{(C_p)_{T_1}}{(C_v)_{T_1}} = 1{,}069$$

$$k_2 = (k)_{T_2} = \frac{(C_p)_{T_2}}{(C_v)_{T_2}} = 1{,}087$$

$$k = \frac{k_1 + k_2}{2} = \frac{1{,}069 + 1{,}087}{2} = 1{,}078$$

Así, la potencia teórica necesaria sería:

$$P = \frac{k}{k-1} \cdot \frac{Q_1 \cdot P_1}{\rho_1 \cdot g} \cdot \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right)$$

$$P = \frac{1{,}078}{1{,}078 - 1} \cdot \frac{0{,}218 \cdot 1.114.572}{11{,}477 \cdot 9{,}807} \cdot \left(\left(\frac{6.894.759}{1.114.572} \right)^{\frac{1{,}078}{1{,}078-1}} - 1 \right) = 4.212{,}41\ W = 4{,}21\ kW$$

Pero esta potencia calculada se trata de la potencia teórica que equivaldría a una eficiencia por parte del compresor del 100%. De este modo, se ha supuesto una eficiencia o rendimiento del compresor inusualmente baja como medida de sobredimensionamiento, siendo esta del 30%.

$$\eta = 0{,}3$$

Teniendo en cuenta esta eficiencia, la potencia real del compresor sería:

$$P_{REAL} = \frac{P_{TEÓRICA}}{\eta} = \frac{4.212{,}41}{0{,}3} = 14.041{,}4\ W = 14{,}04\ kW$$

La potencia suministrada por el compresor ha de ser de catorce con cero cuatro kiloWatios 14,04 kW para una correcta circulación del gas ácido de alimentación de esta planta.

7.- CÁLCULO DE LAS TUBERÍAS

En este apartado se aborda el diseño de los distintos tramos de tuberías que serán necesarios para el trasporte de fluidos en la planta. Debido a la naturaleza de los compuestos con los que se trata, todas las tuberías serán de acero inoxidable SS-316.

El objetivo principal es hallar la pérdida de carga total, incluyendo tanto las líneas como lo accesorios asociados a ellas, además del dimensionamiento de dichas líneas.

En el presente proyecto se identifican los siguientes tramos de tuberías:

- Tramo 1: Es la tubería de alimentación de la planta. Porta gas ácido proveniente del reactor catalítico de lecho fluidizado FCC, y va desde el compresor que impulsa dicha corriente de alimentación hasta el separador gas-líquido de alta presión S-1, pasando por el intercambiador de calor IC-1. En realidad, este tramo se subdivide en otros dos, uno entre el compresor y el IC-1, y otro desde el IC-1 hasta S-1, pero puesto que en lo único que varía la corriente de alimentación antes y después del IC-1 es la temperatura, la tubería tendrá exactamente las mismas características.
- Tramo 2: Es el que conduce la corriente de gas proveniente del separador gas-líquido de alta presión S-1 hacia la columna de absorción C.A.
- Tramo 3: Esta tubería es la de alimentación de amina pobre de la columna de absorción. Su recorrido abarca desde el punto en el que se mezclan la corriente de amina pobre procedente de la columna de destilación y el aporte de amina fresca a la planta, hasta la cabeza de la columna de absorción.
- Tramo 4: Este tramo de tubería conduce la corriente de amina rica que proviene de colas de la columna de absorción hasta el separador gas-líquido de baja presión S-2.
- Tramo 5: Es la tubería que conduce la corriente de amina rica proveniente del separador gas-líquido de baja presión S-2 hacia la columna de destilación, pasando por el intercambiador de calor amina-amina IC-2 y por el filtro encargado de eliminar cualquier posible resto de hidrocarburos que posea esta corriente antes de su entrada en la columna de destilación. Al igual que sucedía con el Tramo 1, este tramo se subdivide en otros tramos, en este caso tres, uno que iría desde el S-2 hasta el IC-2, otro desde el IC-2 hasta el filtro de carbón activo, y el último desde este filtro hasta la columna de destilación, pero puesto que la corriente de amina rica no varía sensiblemente su caudal volumétrico, todos estos subtramos tendrán exactamente las mismas características.

- Tramo 6: Se trata de la tubería encargada de devolver parte del vapor condensado, que se acumula en el botellón de reflujo, como reflujo de la columna de destilación.
- Tramo 7: Este es el tramo que conduce la corriente de amina pobre procedente de colas de la columna de destilación hacia el punto en el que se mezcla con la corriente de amina fresca, pasando por el intercambiador de calor amina-amina IC-2. Al igual que sucede con los tramos 1 y 5 este se subdivide en 2 tramos, uno antes y otro después del IC-2, pero puesto que lo único que varía es la temperatura de la corriente, las características de ambos tramos de tubería serán idénticas.

Para cada uno de los tramos de tuberías se seguirá es siguiente procedimiento de cálculo:

I. Cálculo del diámetro interior de la tubería. Para ello se emplearán velocidades medias de circulación recomendadas para cada fluido.
Además, se conoce que la expresión del caudal volumétrico en función de la velocidad de circulación del fluido es la siguiente:

$$Q_v\left(\frac{m^3}{s}\right) = v\left(\frac{m}{s}\right) \cdot S\,(m^2)$$

Despejando:

$$S = \frac{Q_v}{v}$$

Además, puesto que se trata de tuberías cilíndricas:

$$S = \pi \cdot \frac{D^2}{4}$$

Igualando ambas expresiones:

$$\frac{Q_v}{v} = \pi \cdot \frac{D^2}{4}$$

Despejando el diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v \cdot 4}{v \cdot \pi}}$$

II. Determinación del diámetro exterior de la conducción. Para ello se emplearán la tabla de diámetro nominales para tuberías de acero inoxidable "*Tabla 15*" recogida en "Perrys Chemical Engineers handbook, 1999".

Tabla 26

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in
⅛	0.405	10S	0.049	0.307
		40ST, 40S	.068	.269
		80XS, 80S	.095	.215
¼	0.540	10S	.065	.410
		40ST, 40S	.088	.364
		80XS, 80S	.119	.302
⅜	0.675	10S	.065	.545
		40ST, 40S	.091	.493
		80XS, 80S	.126	.423
½	0.840	5S	.065	.710
		10S	.083	.674
		40ST, 40S	.109	.622
		80XS, 80S	.147	.546
		160	.188	.464
		XX	.294	.252
¾	1.050	5S	.065	.920
		10S	.083	.884
		40ST, 40S	.113	.824
		80XS, 80S	.154	.742
		160	.219	.612
		XX	.308	.434
1	1.315	5S	.065	1.185
		10S	.109	1.097
		40ST, 40S	.133	1.049
		80XS, 80S	.179	0.957
		160	.250	0.815
		XX	.358	0.599
1¼	1.660	5S	.065	1.530
		10S	.109	1.442
		40ST, 40S	.140	1.380
		80XS, 80S	.191	1.278
		160	.250	1.160
		XX	.382	0.896
1½	1.900	5S	.065	1.770
		10S	.109	1.682
		40ST, 40S	.145	1.610
		80XS, 80S	.200	1.500
		160	.281	1.338
		XX	.400	1.100
2	2.375	5S	.065	2.245
		10S	.109	2.157
		40ST, 40S	.154	2.067
		80ST, 80S	.218	1.939
		160	.344	1.687
		XX	.436	1.503

III. Determinación del espesor de la tubería requerido por presión según la siguiente expresión obtenida del "Código ASME B31.3".

$$t = \frac{P \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P \cdot Y)}$$

Donde:

t: espesor de la tubería en pulgadas (in)

P: presión de diseño (1,1·Pmax) en psi

D_0: Diámetro externo de la conducción en pulgadas (in)

S: Tensión admisible del material a la temperatura de trabajo en psi. S (acero al carbono) = 15000 psi, S (acero inoxidable) = 16640 psi

E: Factor de eficiencia de la soldadura. E = 1

Y: Factor de corrección propio de cada material. Para hallarlo se utiliza la siguiente tabla "*Tabla 16*". Y = 0,4

Tabla 27

MATERIAL	<482°C (<900°F)	510°C (950°F)	538°C (1000°F)	566°C (1050°F)	593°C (1100°F)	>621°C (>1150°F)
Acero Ferrítico	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Acero Austenítico	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7
Otros Metales	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Hierro Fundido	0	-	-	-	-	-

IV. Con el espesor "t" y el diámetro externo "D_0", se calcula el diámetro interno real y la velocidad real de circulación del fluido.

$$D_{REAL} = D_0 - 2 \cdot t$$

$$v = \frac{Q_v}{S} = \frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot {D_{REAL}}^2}$$

V. Cálculo de la pérdida de carga en la tubería (estimando su longitud y la longitud equivalente de los posibles accesorios). Para ello se hará uso de la ecuación de Fanning.

$$hf = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g}$$

Donde:

h_f : pérdida de carga en la tubería.

(4f): Factor de Darcy o factor de fricción. Se calcula con la gráfica de Moody o en su defecto, utilizando correlaciones empíricas.

L: Longitud de la conducción más la longitud equivalente de los accesorios.

D: Diámetro interno de la conducción.

v: Velocidad del fluido que circula por la conducción.

7.1.- Cálculo del Tramo 1

Para llevar a cabo el diseño de este tramo de tubería se han de conocer las siguientes variables:

- Caudal volumétrico del fluido en circulación. En este caso se trata de la corriente de gas ácido de alimentación de la planta. Este dato se ha obtenido directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$Q_v = 0{,}218 \frac{m^3}{s}$$

- Velocidad de circulación del fluido. En este caso se ha estimado en relación a la velocidad normal de circulación del vapor de agua según se recoge en la "*Tabla 17*".

Tabla 28

CONDICIONES			Velocidad Razonable	
Fluído	Presión (Lbs / Pulg^2)	Usuarios	Pies / Min	Km / Hr
Agua.	50 - 150	Servicios Generales	300 - 600	5.4 - 11
Agua.	> 150	Alimentación a Calderas	600 - 1,200	11–22
Vapor Saturado.	0 - 15	Calefacción	4,000 - 6,000	73 - 109
Vapor Saturado.	> 50	Varios	6,000 - 10,000	109 - 182
Vapor Sobrecalentado ó vapor recalentado.	> 200	Turbinas a vapor	9,000 - 13,500	165 - 247

Tomando como valor de dicha velocidad de flujo, el promedio aritmético de los mostrados en la tabla:

$$v = \frac{165 + 157}{2} = 206 \frac{km}{h} \cdot \frac{1\ h}{3.600\ s} \cdot \frac{1.000\ m}{1\ km} = 57{,}22 \frac{m}{s}$$

- Presión a la que se encuentra sometido el fluido en circulación:

$$P = 1.000\ psi$$

- Longitud de la tubería más la longitud equivalente de los accesorios:

$$L = 32\ m$$

- Densidad y viscosidad del fluido en circulación:

$$\rho = 62{,}025 \frac{kg}{m^3} \quad ; \quad \mu = 1{,}86 \cdot 10^{-5}\ Pa \cdot s$$

Conocidos todos estos valores, ya se puede proceder al diseño de este tramo:

I. Cálculo del diámetro interno:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v \cdot 4}{v \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0{,}218 \cdot 4}{57{,}22 \cdot \pi}} = 69{,}7\ mm$$

II. Determinación del diámetro exterior según la "Tabla 15".

$$D = 69{,}7\ mm = 2{,}74\ in \approx 3\ in$$

Según la "Tabla 15":

$$D_0 = 3{,}5\ in$$

III. Determinación del espesor de la tubería requerido por presión.

$$t = \frac{P \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P \cdot Y)} = \frac{1.000 \cdot 3{,}5}{2 \cdot (16.640 \cdot 1 + 1.000 \cdot 0{,}4)} = 0{,}348\ in$$

IV. Cálculo del diámetro interno real y la velocidad real de circulación del fluido.
Según la "*Tabla 15*", el espesor de tubería normalizado inmediatamente superior al calculado es:

$$t = 0{,}438\ in$$

Por tanto, el diámetro interno real será:

$$D_{REAL} = D_0 - 2 \cdot t = 3{,}5 - 2 \cdot 0{,}438 = 2{,}624\ in = 0{,}067\ m$$

Que se corresponde con el diámetro interno dado por la "*Tabla 15*".
En cuanto a la velocidad real de circulación:

$$v = \frac{Q_v}{S} = \frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot {D_{REAL}}^2} = \frac{4 \cdot 0{,}218}{\pi \cdot 0{,}067^2} = 62{,}592 \frac{m}{s}$$

V. Cálculo de la pérdida de carga en la tubería. Para ello, primero será necesario determinar el factor de fricción (4f), que depende directamente del número de Reynolds, es decir, del régimen de circulación del fluido.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu}$$

Donde:

Re: número de Reynolds. Si Re ≤ 2.000 el régimen será laminar, en caso contrario se tratará de un régimen de flujo turbulento.

P: densidad del fluido en circulación.

D: diámetro interior de la tubería D_{REAL}.

v: velocidad de circulación del fluido.

μ: viscosidad del fluido que circula por la tubería.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu} = \frac{62{,}025 \cdot 0{,}067 \cdot 62{,}592}{1{,}86 \cdot 10^{-5}} = 13{,}9 \cdot 10^{6} \quad \rightarrow \quad Flujo\ Turbulento$$

Para régimen turbulento (Re > 2000), se emplea la correlación de Colebrook y White, donde el factor "e" tomará el valor de 0,00015:

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{e}{D} + \frac{5{,}74}{Re^{0{,}9}}\right)\right]^2}$$

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{0{,}00015}{0{,}067} + \frac{5{,}74}{(13{,}9 \cdot 10^{6})^{0{,}9}}\right)\right]^2} = 0{,}024$$

Por tanto, ya se puede proceder al cálculo de la pérdida de carga:

$$hf = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0{,}024 \cdot \frac{32}{0{,}067} \cdot \frac{62{,}592^2}{2 \cdot 9{,}807} = 23{,}20\ m$$

Como resumen de este tramo de tubería se muestra la siguiente tabla:

Tramo 1	
Diámetro nominal $D_{nominal}$	3 in
Schedule	160
Diámetro interno D	66,65 mm
Longitud + Longitud eq. L	32 m
Espesor t	11,13 mm
Caudal volumétrico Q_v	0,218 m^3/h
Pérdida de carga hf	23,20 m

7.2.- Cálculo del Tramo 2

Para llevar a cabo el diseño de este tramo de tubería se han de conocer las siguientes variables:

- Caudal volumétrico del fluido en circulación. En este caso se trata de la corriente de gas ácido que proviene del separador gas-líquido de alta presión S-1 y que alimenta la columna de absorción. Este dato se ha obtenido directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$Q_v = 0{,}0487 \frac{m^3}{s}$$

- Velocidad de circulación del fluido. En este caso se ha estimado en relación a la velocidad normal de circulación del vapor de agua según se recoge en la "*Tabla 17*".

Tabla 17

CONDICIONES			Velocidad Razonable	
Fluído	Presión (Lbs / Pulg^2)	Usuarios	Pies / Min	Km / Hr
Agua.	50 - 150	Servicios Generales	300 - 600	5.4 - 11
Agua.	> 150	Alimentación a Calderas	600 - 1,200	11–22
Vapor Saturado.	0 - 15	Calefacción	4,000 - 6,000	73 - 109
Vapor Saturado.	> 50	Varios	6,000 - 10,000	109 - 182
Vapor Sobrecalentado ó vapor recalentado.	> 200	Turbinas a vapor	9,000 - 13,500	165 - 247

Tomando como valor de dicha velocidad de flujo, el promedio aritmético de los mostrados en la tabla:

$$v = \frac{165 + 157}{2} = 206 \frac{km}{h} \cdot \frac{1\ h}{3.600\ s} \cdot \frac{1.000\ m}{1\ km} = 57{,}22 \frac{m}{s}$$

- Presión a la que se encuentra sometido el fluido en circulación:

$$P = 1.000\ psi$$

- Longitud de la tubería más la longitud equivalente de los accesorios:

$$L = 10\ m$$

- Densidad y viscosidad del fluido en circulación:

$$\rho = 14{,}60 \frac{kg}{m^3} \quad ; \quad \mu = 1{,}12 \cdot 10^{-5}\ Pa \cdot s$$

Conocidos todos estos valores, ya se puede proceder al diseño de este tramo:

I. Cálculo del diámetro interno:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v \cdot 4}{v \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0{,}0487 \cdot 4}{57{,}22 \cdot \pi}} = 32{,}91\ mm$$

II. Determinación del diámetro exterior según la "Tabla 15".

$$D = 32{,}91\ mm = 1{,}30\ in \approx 1\ 1/2\ in$$

Según la "Tabla 15":

$$D_0 = 1{,}9\ in$$

III. Determinación del espesor de la tubería requerido por presión.

$$t = \frac{P \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P \cdot Y)} = \frac{1.000 \cdot 1{,}9}{2 \cdot (16.640 \cdot 1 + 1.000 \cdot 0{,}4)} = 0{,}326\ in$$

IV. Cálculo del diámetro interno real y la velocidad real de circulación del fluido.
Según la "*Tabla 15*", el espesor de tubería normalizado inmediatamente superior al calculado es:

$$t = 0{,}4\ in$$

Por tanto, el diámetro interno real será:

$$D_{REAL} = D_0 - 2 \cdot t = 1{,}9 - 2 \cdot 0{,}4 = 1{,}10\ in = 0{,}028\ m$$

Que se corresponde con el diámetro interno dado por la "*Tabla 15*".
En cuanto a la velocidad real de circulación:

$$v = \frac{Q_v}{S} = \frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot {D_{REAL}}^2} = \frac{4 \cdot 0{,}0487}{\pi \cdot 0{,}028^2} = 79{,}376 \frac{m}{s}$$

V. Cálculo de la pérdida de carga en la tubería. Para ello, primero será necesario determinar el factor de fricción (4f), que depende directamente del número de Reynolds, es decir, del régimen de circulación del fluido.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu}$$

Donde:

Re: número de Reynolds. Si Re ≤ 2.000 el régimen será laminar, en caso contrario se tratará de un régimen de flujo turbulento.

P: densidad del fluido en circulación.

D: diámetro interior de la tubería D_{REAL}.

v: velocidad de circulación del fluido.

μ: viscosidad del fluido que circula por la tubería.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu} = \frac{14{,}60 \cdot 0{,}028 \cdot 79{,}376}{1{,}12 \cdot 10^{-5}} = 2{,}89 \cdot 10^{6} \quad \rightarrow \quad Flujo\ Turbulento$$

Para régimen turbulento (Re > 2000), se emplea la correlación de Colebrook y White, donde el factor "e" tomará el valor de 0,00015:

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{e}{D} + \frac{5{,}74}{Re^{0{,}9}}\right)\right]^2}$$

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{0{,}00015}{0{,}028} + \frac{5{,}74}{(2{,}89 \cdot 10^{6})^{0{,}9}}\right)\right]^2} = 0{,}031$$

Por tanto, ya se puede proceder al cálculo de la pérdida de carga:

$$hf = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0{,}031 \cdot \frac{10}{0{,}028} \cdot \frac{79{,}376^2}{2 \cdot 9{,}807} = 35{,}74\ m$$

Como resumen de este tramo de tubería se muestra la siguiente tabla:

Tramo 2	
Diámetro nominal $D_{nominal}$	1 ½ in
Schedule	XX
Diámetro interno D	27,94 mm
Longitud + Longitud eq. L	10 m
Espesor t	10,16 mm
Caudal volumétrico Q_v	0,0487 m^3/s
Pérdida de carga hf	35,74 m

7.3.- Cálculo del Tramo 3

Para llevar a cabo el diseño de este tramo de tubería se han de conocer las siguientes variables:

- Caudal volumétrico del fluido en circulación. En este caso se trata de la corriente de amina pobre que alimenta la columna de absorción. Este dato se ha obtenido directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$Q_v = 0{,}0026 \frac{m^3}{s}$$

- Velocidad de circulación del fluido. En este caso se ha estimado en relación a la velocidad normal de circulación del agua según se recoge en la "*Tabla 17*".

Tabla 17

CONDICIONES			Velocidad Razonable	
Fluído	Presión (Lbs / Pulg^2)	Usuarios	Pies / Min	Km / Hr
Agua.	50 - 150	Servicios Generales	300 - 600	5.4 - 11
Agua.	> 150	Alimentación a Calderas	600 - 1,200	11–22
Vapor Saturado.	0 - 15	Calefacción	4,000 - 6,000	73 - 109
Vapor Saturado.	> 50	Varios	6,000 - 10,000	109 - 182
Vapor Sobrecalentado ó vapor recalentado.	> 200	Turbinas a vapor	9,000 - 13,500	165 - 247

Tomando como valor de dicha velocidad de flujo, el promedio aritmético de los mostrados en la tabla:

$$v = \frac{11 + 22}{2} = 16{,}5 \frac{km}{h} \cdot \frac{1\ h}{3.600\ s} \cdot \frac{1.000\ m}{1\ km} = 4{,}583 \frac{m}{s}$$

- Presión a la que se encuentra sometido el fluido en circulación:

$$P = 1.000\ psi$$

- Longitud de la tubería más la longitud equivalente de los accesorios:

$$L = 30\ m$$

- Densidad y viscosidad del fluido en circulación:

$$\rho = 1.005{,}78\frac{kg}{m^3} \quad ; \quad \mu = 0{,}0019\ Pa \cdot s$$

Conocidos todos estos valores, ya se puede proceder al diseño de este tramo:

I. Cálculo del diámetro interno:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v \cdot 4}{v \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0{,}0026 \cdot 4}{4{,}583 \cdot \pi}} = 26{,}76\ mm$$

II. Determinación del diámetro exterior según la "Tabla 15".

$$D = 26{,}76\ mm = 1{,}05\ in \approx 1\ 1/4\ in$$

Según la "Tabla 15":

$$D_0 = 1{,}66\ in$$

III. Determinación del espesor de la tubería requerido por presión.

$$t = \frac{P \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P \cdot Y)} = \frac{1.000 \cdot 1{,}66}{2 \cdot (16.640 \cdot 1 + 1.000 \cdot 0{,}4)} = 0{,}332\ in$$

IV. Cálculo del diámetro interno real y la velocidad real de circulación del fluido.
Según la "*Tabla 15*", el espesor de tubería normalizado inmediatamente superior al calculado es:

$$t = 0{,}382\ in$$

Por tanto, el diámetro interno real será:

$$D_{REAL} = D_0 - 2 \cdot t = 1{,}66 - 2 \cdot 0{,}382 = 0{,}896\ in = 0{,}0228\ m$$

Que se corresponde con el diámetro interno dado por la "*Tabla 15*".
En cuanto a la velocidad real de circulación:

$$v = \frac{Q_v}{S} = \frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot {D_{REAL}}^2} = \frac{4 \cdot 0{,}0026}{\pi \cdot 0{,}0228^2} = 6{,}337\frac{m}{s}$$

V. Cálculo de la pérdida de carga en la tubería. Para ello, primero será necesario determinar el factor de fricción (4f), que depende directamente del número de Reynolds, es decir, del régimen de circulación del fluido.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu}$$

Donde:

Re: número de Reynolds. Si Re ≤ 2.000 el régimen será laminar, en caso contrario se tratará de un régimen de flujo turbulento.

P: densidad del fluido en circulación.

D: diámetro interior de la tubería D_{REAL}.

v: velocidad de circulación del fluido.

μ: viscosidad del fluido que circula por la tubería.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu} = \frac{1.005{,}78 \cdot 0{,}0228 \cdot 6{,}337}{0{,}0019} = 7{,}74 \cdot 10^4 \quad \rightarrow \quad Flujo\ Turbulento$$

Para régimen turbulento (Re > 2000), se emplea la correlación de Colebrook y White, donde el factor "e" tomará el valor de 0,00015:

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{e}{D} + \frac{5{,}74}{Re^{0{,}9}}\right)\right]^2}$$

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{0{,}00015}{0{,}0228} + \frac{5{,}74}{(7{,}74 \cdot 10^4)^{0{,}9}}\right)\right]^2} = 0{,}034$$

Por tanto, ya se puede proceder al cálculo de la pérdida de carga:

$$hf = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0{,}034 \cdot \frac{30}{0{,}0228} \cdot \frac{6{,}337^2}{2 \cdot 9{,}807} = 92{,}77\ m$$

Como resumen de este tramo de tubería se muestra la siguiente tabla:

Tramo 3	
Diámetro nominal $D_{nominal}$	1 ¼ in
Schedule	XX
Diámetro interno D	22,76 mm
Longitud + Longitud eq. L	30 m
Espesor t	9,70 mm
Caudal volumétrico Q_v	0,0026 m^3/s
Pérdida de carga hf	92,77 m

7.4.- Cálculo del Tramo 4

Para llevar a cabo el diseño de este tramo de tubería se han de conocer las siguientes variables:

- Caudal volumétrico del fluido en circulación. En este caso se trata de la corriente de amina rica que proviene de la columna de absorción. Este dato se ha obtenido directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$Q_v = 0{,}0031 \frac{m^3}{s}$$

- Velocidad de circulación del fluido. En este caso se ha estimado en relación a la velocidad normal de circulación del agua según se recoge en la "*Tabla 17*".

Tabla 17

CONDICIONES			Velocidad Razonable	
Fluído	Presión (Lbs / Pulg^2)	Usuarios	Pies / Min	Km / Hr
Agua.	50 - 150	Servicios Generales	300 - 600	5.4 - 11
Agua.	> 150	Alimentación a Calderas	600 - 1,200	11–22
Vapor Saturado.	0 - 15	Calefacción	4,000 - 6,000	73 - 109
Vapor Saturado.	> 50	Varios	6,000 - 10,000	109 - 182
Vapor Sobrecalentado ó vapor recalentado.	> 200	Turbinas a vapor	9,000 - 13,500	165 - 247

Tomando como valor de dicha velocidad de flujo, el promedio aritmético de los mostrados en la tabla:

$$v = \frac{11 + 22}{2} = 16{,}5 \frac{km}{h} \cdot \frac{1\ h}{3.600\ s} \cdot \frac{1.000\ m}{1\ km} = 4{,}583 \frac{m}{s}$$

- Presión a la que se encuentra sometido el fluido en circulación:

$$P = 1.000\ psi$$

- Longitud de la tubería más la longitud equivalente de los accesorios:

$$L = 7{,}5\ m$$

- Densidad y viscosidad del fluido en circulación:

$$\rho = 885{,}94 \frac{kg}{m^3} \quad ; \quad \mu = 0{,}0075\ Pa \cdot s$$

Conocidos todos estos valores, ya se puede proceder al diseño de este tramo:

I. Cálculo del diámetro interno:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v \cdot 4}{v \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0{,}0031 \cdot 4}{4{,}583 \cdot \pi}} = 29{,}15\ mm$$

II. Determinación del diámetro exterior según la "Tabla 15".

$$D = 29{,}15\ mm = 1{,}15\ in \approx 1\ 1/4\ in$$

Según la "Tabla 15":

$$D_0 = 1{,}66\ in$$

III. Determinación del espesor de la tubería requerido por presión.

$$t = \frac{P \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P \cdot Y)} = \frac{1.000 \cdot 1{,}66}{2 \cdot (16.640 \cdot 1 + 1.000 \cdot 0{,}4)} = 0{,}332\ in$$

IV. Cálculo del diámetro interno real y la velocidad real de circulación del fluido.
Según la "*Tabla 15*", el espesor de tubería normalizado inmediatamente superior al calculado es:

$$t = 0{,}382\ in$$

Por tanto, el diámetro interno real será:

$$D_{REAL} = D_0 - 2 \cdot t = 1{,}66 - 2 \cdot 0{,}382 = 0{,}896\ in = 0{,}0228\ m$$

Que se corresponde con el diámetro interno dado por la "*Tabla 15*".
En cuanto a la velocidad real de circulación:

$$v = \frac{Q_v}{S} = \frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot {D_{REAL}}^2} = \frac{4 \cdot 0{,}0031}{\pi \cdot 0{,}0228^2} = 7{,}52 \frac{m}{s}$$

V. Cálculo de la pérdida de carga en la tubería. Para ello, primero será necesario determinar el factor de fricción (4f), que depende directamente del número de Reynolds, es decir, del régimen de circulación del fluido.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu}$$

Donde:

Re: número de Reynolds. Si Re ≤ 2.000 el régimen será laminar, en caso contrario se tratará de un régimen de flujo turbulento.

P: densidad del fluido en circulación.

D: diámetro interior de la tubería D_{REAL}.

v: velocidad de circulación del fluido.

μ: viscosidad del fluido que circula por la tubería.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu} = \frac{885{,}94 \cdot 0{,}0228 \cdot 7{,}52}{0{,}0075} = 2{,}03 \cdot 10^4 \quad \rightarrow \quad Flujo\ Turbulento$$

Para régimen turbulento (Re > 2000), se emplea la correlación de Colebrook y White, donde el factor "e" tomará el valor de 0,00015:

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{e}{D} + \frac{5{,}74}{Re^{0{,}9}}\right)\right]^2}$$

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{0{,}00015}{0{,}0228} + \frac{5{,}74}{(2{,}03 \cdot 10^4)^{0{,}9}}\right)\right]^2} = 0{,}037$$

Por tanto, ya se puede proceder al cálculo de la pérdida de carga:

$$hf = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0{,}037 \cdot \frac{7{,}5}{0{,}0228} \cdot \frac{7{,}52^2}{2 \cdot 9{,}807} = 35{,}31\ m$$

Como resumen de este tramo de tubería se muestra la siguiente tabla:

Tramo 4	
Diámetro nominal $D_{nominal}$	1 ¼ in
Schedule	XX
Diámetro interno D	22,76 mm
Longitud + Longitud eq. L	7,5 m
Espesor t	9,70 mm
Caudal volumétrico Q_v	0,0031 m^3/s
Pérdida de carga hf	35,31 m

7.5.- Cálculo del Tramo 5

Para llevar a cabo el diseño de este tramo de tubería se han de conocer las siguientes variables:

- Caudal volumétrico del fluido en circulación. En este caso se trata de la corriente de amina rica que proviene del separador gas-líquido a baja presión y se dirige a la columna de destilación. Este dato se ha obtenido directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$Q_v = 0{,}003 \frac{m^3}{s}$$

- Velocidad de circulación del fluido. En este caso se ha estimado en relación a la velocidad normal de circulación del agua según se recoge en la "*Tabla 17*".

Tabla 17

CONDICIONES			Velocidad Razonable	
Fluído	Presión (Lbs / Pulg^2)	Usuarios	Pies / Min	Km / Hr
Agua.	50 - 150	Servicios Generales	300 - 600	5.4 - 11
Agua.	> 150	Alimentación a Calderas	600 - 1,200	11–22
Vapor Saturado.	0 - 15	Calefacción	4,000 - 6,000	73 - 109
Vapor Saturado.	> 50	Varios	6,000 - 10,000	109 - 182
Vapor Sobrecalentado ó vapor recalentado.	> 200	Turbinas a vapor	9,000 - 13,500	165 - 247

Tomando como valor de dicha velocidad de flujo, el promedio aritmético de los mostrados en la tabla:

$$v = \frac{11 + 22}{2} = 16{,}5 \frac{km}{h} \cdot \frac{1\ h}{3.600\ s} \cdot \frac{1.000\ m}{1\ km} = 4{,}583 \frac{m}{s}$$

- Presión a la que se encuentra sometido el fluido en circulación:

$$P = 100\ psi$$

- Longitud de la tubería más la longitud equivalente de los accesorios:

$$L = 30\ m$$

- Densidad y viscosidad del fluido en circulación:

$$\rho = 889{,}40\frac{kg}{m^3} \quad ; \quad \mu = 0{,}0073\ Pa \cdot s$$

Conocidos todos estos valores, ya se puede proceder al diseño de este tramo:

I. Cálculo del diámetro interno:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v \cdot 4}{v \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0{,}003 \cdot 4}{4{,}583 \cdot \pi}} = 29{,}10\ mm$$

II. Determinación del diámetro exterior según la "Tabla 15".

$$D = 29{,}10\ mm = 1{,}15\ in \approx 1\ 1/4\ in$$

Según la "Tabla 15":

$$D_0 = 1{,}66\ in$$

III. Determinación del espesor de la tubería requerido por presión.

$$t = \frac{P \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P \cdot Y)} = \frac{100 \cdot 1{,}66}{2 \cdot (16.640 \cdot 1 + 100 \cdot 0{,}4)} = 0{,}245\ in$$

IV. Cálculo del diámetro interno real y la velocidad real de circulación del fluido.
Según la "*Tabla 15*", el espesor de tubería normalizado inmediatamente superior al calculado es:

$$t = 0{,}250\ in$$

Por tanto, el diámetro interno real será:

$$D_{REAL} = D_0 - 2 \cdot t = 1{,}66 - 2 \cdot 0{,}250 = 1{,}16\ in = 0{,}0295\ m$$

Que se corresponde con el diámetro interno dado por la "*Tabla 15*".
En cuanto a la velocidad real de circulación:

$$v = \frac{Q_v}{S} = \frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot {D_{REAL}}^2} = \frac{4 \cdot 0{,}003}{\pi \cdot 0{,}0295^2} = 4{,}47\frac{m}{s}$$

V. Cálculo de la pérdida de carga en la tubería. Para ello, primero será necesario determinar el factor de fricción (4f), que depende directamente del número de Reynolds, es decir, del régimen de circulación del fluido.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu}$$

Donde:

Re: número de Reynolds. Si Re ≤ 2.000 el régimen será laminar, en caso contrario se tratará de un régimen de flujo turbulento.

P: densidad del fluido en circulación.

D: diámetro interior de la tubería D_{REAL}.

v: velocidad de circulación del fluido.

μ: viscosidad del fluido que circula por la tubería.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu} = \frac{889{,}40 \cdot 0{,}0295 \cdot 4{,}47}{0{,}0073} = 1{,}61 \cdot 10^4 \quad \rightarrow \quad Flujo\ Turbulento$$

Para régimen turbulento (Re > 2000), se emplea la correlación de Colebrook y White, donde el factor "e" tomará el valor de 0,00015:

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{e}{D} + \frac{5{,}74}{Re^{0{,}9}}\right)\right]^2}$$

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{0{,}00015}{0{,}0295} + \frac{5{,}74}{(1{,}61 \cdot 10^4)^{0{,}9}}\right)\right]^2} = 0{,}036$$

Por tanto, ya se puede proceder al cálculo de la pérdida de carga:

$$hf = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0{,}037 \cdot \frac{30}{0{,}0295} \cdot \frac{4{,}47^2}{2 \cdot 9{,}807} = 37{,}36\ m$$

Como resumen de este tramo de tubería se muestra la siguiente tabla:

Tramo 5	
Diámetro nominal $D_{nominal}$	1 ¼ in
Schedule	160
Diámetro interno D	29,46 mm
Longitud + Longitud eq. L	30 m
Espesor t	6,35 mm
Caudal volumétrico Q_v	0,003 m^3/s
Pérdida de carga hf	37,36 m

7.6.- Cálculo del Tramo 6

Para llevar a cabo el diseño de este tramo de tubería se han de conocer las siguientes variables:

- Caudal volumétrico del fluido en circulación. En este caso se trata de la corriente de vapor condensado que se devuelve a la columna de destilación como reflujo. Este dato se ha obtenido directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$Q_v = 9{,}10 \cdot 10^{-6} \frac{m^3}{s}$$

- Velocidad de circulación del fluido. En este caso se ha estimado en relación a la velocidad normal de circulación del agua según se recoge en la "*Tabla 17*".

Tabla 17

CONDICIONES			Velocidad Razonable	
Fluído	Presión (Lbs / Pulg^2)	Usuarios	Pies / Min	Km / Hr
Agua.	50 - 150	Servicios Generales	300 - 600	5.4 - 11
Agua.	> 150	Alimentación a Calderas	600 - 1,200	11–22
Vapor Saturado.	0 - 15	Calefacción	4,000 - 6,000	73 - 109
Vapor Saturado.	> 50	Varios	6,000 - 10,000	109 - 182
Vapor Sobrecalentado ó vapor recalentado.	> 200	Turbinas a vapor	9,000 - 13,500	165 - 247

Tomando como valor de dicha velocidad de flujo, el promedio aritmético de los mostrados en la tabla:

$$v = \frac{11 + 22}{2} = 16{,}5 \frac{km}{h} \cdot \frac{1\ h}{3.600\ s} \cdot \frac{1.000\ m}{1\ km} = 4{,}583 \frac{m}{s}$$

- Presión a la que se encuentra sometido el fluido en circulación:

$$P = 8\ psi$$

- Longitud de la tubería más la longitud equivalente de los accesorios:

$$L = 4\ m$$

- Densidad y viscosidad del fluido en circulación:

$$\rho = 969{,}43 \frac{kg}{m^3} \quad ; \quad \mu = 0{,}0004\ Pa \cdot s$$

Conocidos todos estos valores, ya se puede proceder al diseño de este tramo:

I. Cálculo del diámetro interno:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v \cdot 4}{v \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{9{,}10 \cdot 10^{-6} \cdot 4}{4{,}583 \cdot \pi}} = 1{,}590\ mm$$

II. Determinación del diámetro exterior según la "Tabla 15".

$$D = 1{,}590\ mm = 0{,}06\ in \approx 1/8\ in$$

Según la "Tabla 15":

$$D_0 = 0{,}405\ in$$

III. Determinación del espesor de la tubería requerido por presión.

$$t = \frac{P \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P \cdot Y)} = \frac{8 \cdot 0{,}405}{2 \cdot (16.640 \cdot 1 + 8 \cdot 0{,}4)} = 0{,}082\ in$$

IV. Cálculo del diámetro interno real y la velocidad real de circulación del fluido.
Según la "*Tabla 15*", el espesor de tubería normalizado inmediatamente superior al calculado es:

$$t = 0{,}095\ in$$

Por tanto, el diámetro interno real será:

$$D_{REAL} = D_0 - 2 \cdot t = 0{,}405 - 2 \cdot 0{,}095 = 0{,}215\ in = 0{,}0055\ m$$

Que se corresponde con el diámetro interno dado por la "*Tabla 15*".
En cuanto a la velocidad real de circulación:

$$v = \frac{Q_v}{S} = \frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot {D_{REAL}}^2} = \frac{4 \cdot 9{,}10 \cdot 10^{-6}}{\pi \cdot 0{,}0055^2} = 0{,}388 \frac{m}{s}$$

V. Cálculo de la pérdida de carga en la tubería. Para ello, primero será necesario determinar el factor de fricción (4f), que depende directamente del número de Reynolds, es decir, del régimen de circulación del fluido.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu}$$

Donde:

Re: número de Reynolds. Si Re ≤ 2.000 el régimen será laminar, en caso contrario se tratará de un régimen de flujo turbulento.

P: densidad del fluido en circulación.

D: diámetro interior de la tubería D_{REAL}.

v: velocidad de circulación del fluido.

μ: viscosidad del fluido que circula por la tubería.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu} = \frac{969{,}43 \cdot 0{,}0055 \cdot 0{,}388}{0{,}0004} = 4.805 \quad \rightarrow \quad Flujo\ Turbulento$$

Para régimen turbulento (Re > 2000), se emplea la correlación de Colebrook y White, donde el factor "e" tomará el valor de 0,00015:

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{e}{D} + \frac{5{,}74}{Re^{0{,}9}}\right)\right]^2}$$

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{0{,}00015}{0{,}0055} + \frac{5{,}74}{(4.805)^{0{,}9}}\right)\right]^2} = 0{,}063$$

Por tanto, ya se puede proceder al cálculo de la pérdida de carga:

$$hf = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0{,}063 \cdot \frac{4}{0{,}0055} \cdot \frac{0{,}388^2}{2 \cdot 9{,}807} = 0{,}355\ m$$

Como resumen de este tramo de tubería se muestra la siguiente tabla:

Tramo 6	
Diámetro nominal $D_{nominal}$	1/8 in
Schedule	80XS, 80S
Diámetro interno D	5,46 mm
Longitud + Longitud eq. L	4 m
Espesor t	2,41 mm
Caudal volumétrico Q_v	$9{,}1 \cdot 10^{-6}$ m^3/s
Pérdida de carga hf	0,36 m

7.7.- Cálculo del Tramo 7

Para llevar a cabo el diseño de este tramo de tubería se han de conocer las siguientes variables:

- Caudal volumétrico del fluido en circulación. En este caso se trata de la corriente de amina pobre que procede de colas de la columna de destilación. Este dato se ha obtenido directamente del software de simulación Aspen Plus V8.4.

$$Q_v = 0{,}0022 \frac{m^3}{s}$$

- Velocidad de circulación del fluido. En este caso se ha estimado en relación a la velocidad normal de circulación del agua según se recoge en la "*Tabla 17*".

Tabla 17

CONDICIONES			Velocidad Razonable	
Fluído	Presión (Lbs / Pulg^2)	Usuarios	Pies / Min	Km / Hr
Agua.	50 - 150	Servicios Generales	300 - 600	5.4 - 11
Agua.	> 150	Alimentación a Calderas	600 - 1,200	11–22
Vapor Saturado.	0 - 15	Calefacción	4,000 - 6,000	73 - 109
Vapor Saturado.	> 50	Varios	6,000 - 10,000	109 - 182
Vapor Sobrecalentado ó vapor recalentado.	> 200	Turbinas a vapor	9,000 - 13,500	165 - 247

Tomando como valor de dicha velocidad de flujo, el promedio aritmético de los mostrados en la tabla:

$$v = \frac{11 + 22}{2} = 16{,}5 \frac{km}{h} \cdot \frac{1\ h}{3.600\ s} \cdot \frac{1.000\ m}{1\ km} = 4{,}583 \frac{m}{s}$$

- Presión a la que se encuentra sometido el fluido en circulación:

$$P = 15\ psi$$

- Longitud de la tubería más la longitud equivalente de los accesorios:

$$L = 30\ m$$

- Densidad y viscosidad del fluido en circulación:

$$\rho = 989{,}59 \frac{kg}{m^3} \quad ; \quad \mu = 0{,}0006\ Pa \cdot s$$

Conocidos todos estos valores, ya se puede proceder al diseño de este tramo:

I. Cálculo del diámetro interno:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v \cdot 4}{v \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{0{,}0022 \cdot 4}{4{,}583 \cdot \pi}} = 27{,}14\ mm$$

II. Determinación del diámetro exterior según la "Tabla 15".

$$D = 27{,}14\ mm = 1{,}07\ in \approx 1\ 1/4\ in$$

Según la "Tabla 15":

$$D_0 = 1{,}66\ in$$

III. Determinación del espesor de la tubería requerido por presión.

$$t = \frac{P \cdot D_0}{2 \cdot (S \cdot E + P \cdot Y)} = \frac{15 \cdot 1{,}66}{2 \cdot (16.640 \cdot 1 + 15 \cdot 0{,}4)} = 0{,}24\ in$$

IV. Cálculo del diámetro interno real y la velocidad real de circulación del fluido.
Según la "*Tabla 15*", el espesor de tubería normalizado inmediatamente superior al calculado es:

$$t = 0{,}25\ in$$

Por tanto, el diámetro interno real será:

$$D_{REAL} = D_0 - 2 \cdot t = 1{,}66 - 2 \cdot 0{,}25 = 1{,}16\ in = 0{,}0295\ m$$

Que se corresponde con el diámetro interno dado por la "*Tabla 15*".
En cuanto a la velocidad real de circulación:

$$v = \frac{Q_v}{S} = \frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot {D_{REAL}}^2} = \frac{4 \cdot 0{,}0022}{\pi \cdot 0{,}0295^2} = 3{,}535 \frac{m}{s}$$

V. Cálculo de la pérdida de carga en la tubería. Para ello, primero será necesario determinar el factor de fricción (4f), que depende directamente del número de Reynolds, es decir, del régimen de circulación del fluido.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu}$$

Donde:

Re: número de Reynolds. Si Re ≤ 2.000 el régimen será laminar, en caso contrario se tratará de un régimen de flujo turbulento.

P: densidad del fluido en circulación.

D: diámetro interior de la tubería D_{REAL}.

v: velocidad de circulación del fluido.

μ: viscosidad del fluido que circula por la tubería.

$$Re = \frac{\rho \cdot D \cdot v}{\mu} = \frac{989{,}59 \cdot 0{,}0295 \cdot 3{,}535}{0{,}0006} = 5.135 \quad \rightarrow \quad Flujo\ Turbulento$$

Para régimen turbulento (Re > 2000), se emplea la correlación de Colebrook y White, donde el factor "e" tomará el valor de 0,00015:

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{e}{D} + \frac{5{,}74}{Re^{0{,}9}}\right)\right]^2}$$

$$(4f) = \frac{0{,}25}{\left[log\left(0{,}27027 \cdot \frac{0{,}00015}{0{,}0295} + \frac{5{,}74}{(5{,}14 \cdot 10^4)^{0{,}9}}\right)\right]^2} = 0{,}031$$

Por tanto, ya se puede proceder al cálculo de la pérdida de carga:

$$hf = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = 0{,}031 \cdot \frac{30}{0{,}0295} \cdot \frac{3{,}535^2}{2 \cdot 9{,}807} = 16{,}53\ m$$

Como resumen de este tramo de tubería se muestra la siguiente tabla:

Tramo 7	
Diámetro nominal $D_{nominal}$	1 ¼ in
Schedule	160
Diámetro interno D	29,46 mm
Longitud + Longitud eq. L	30 m
Espesor t	6,35 mm
Caudal volumétrico Q_v	0,0022 m^3/s
Pérdida de carga hf	16,53 m

7.8.- Resumen de tuberías

Para facilitar la identificación cada tramo de tubería y de sus características de diseño, se adjunta la siguiente tabla.

	Tramo 1	Tramo 2	Tramo 3	Tramo 4	Tramo 5	Tramo 6	Tramo 7
$D_{nominal}$ (in)	3	1 ½	1 ¼	1 ¼	1 ¼	1/8	1 ¼
Sch	160	XX	XX	XX	160	80XS, 80S	160
D (mm)	66,65	27,94	22,76	22,76	29,46	5,46	29,46
L (m)	32	10	30	7,5	30	4	30
t (mm)	11,13	10,16	9,70	9,70	6,35	2,41	6,35
Q_v (m^3/h)	0,2184	0,0487	0,0026	0,0031	0,0030	$9{,}1 \cdot 10^{-6}$	0,0022
hf (m)	23,20	35,74	92,77	35,31	37,36	0,36	16,53

DOCUMENTO III

PLANOS

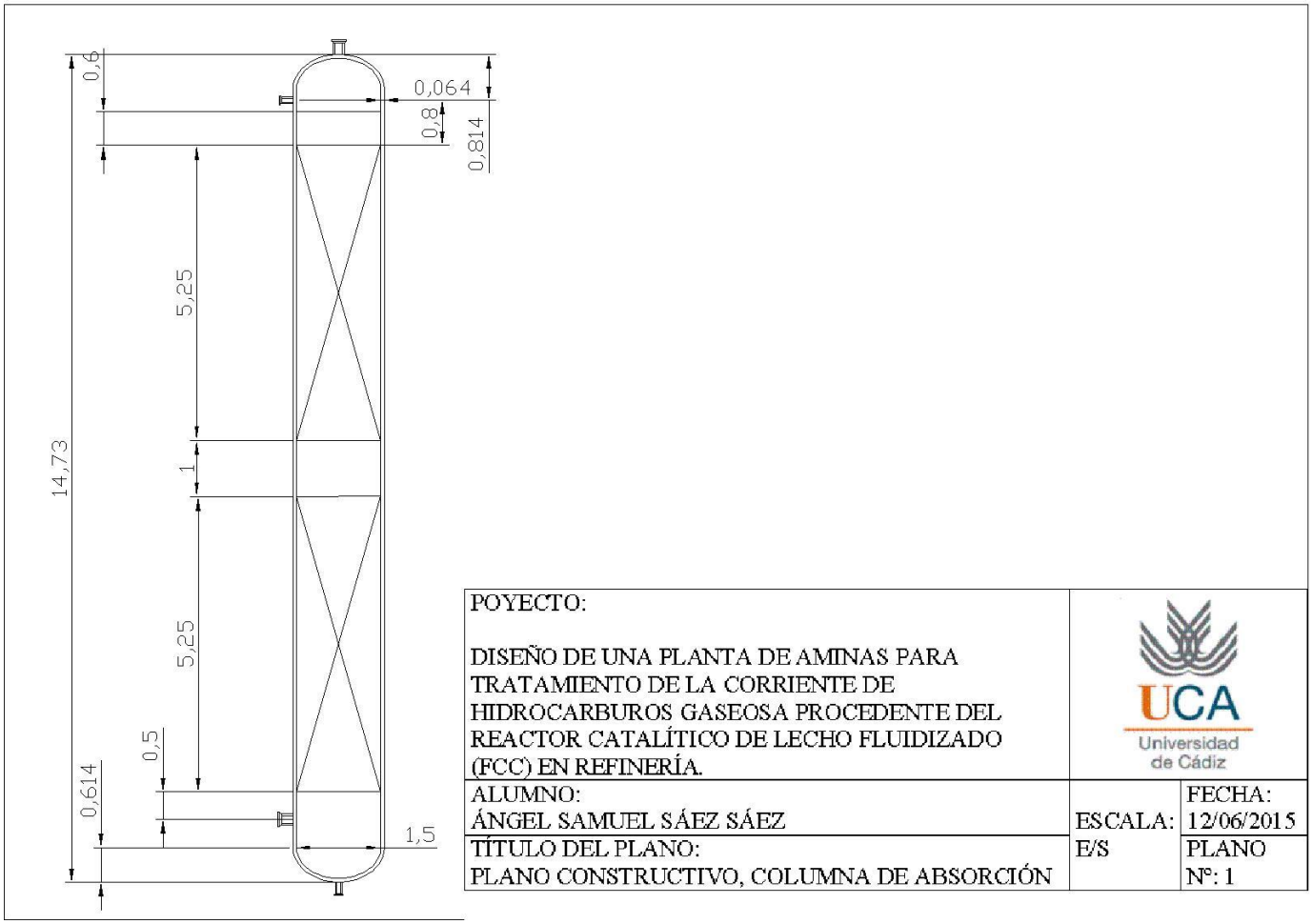
Índice

1.- PLANO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN..... 1

2.- PLANO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN 2

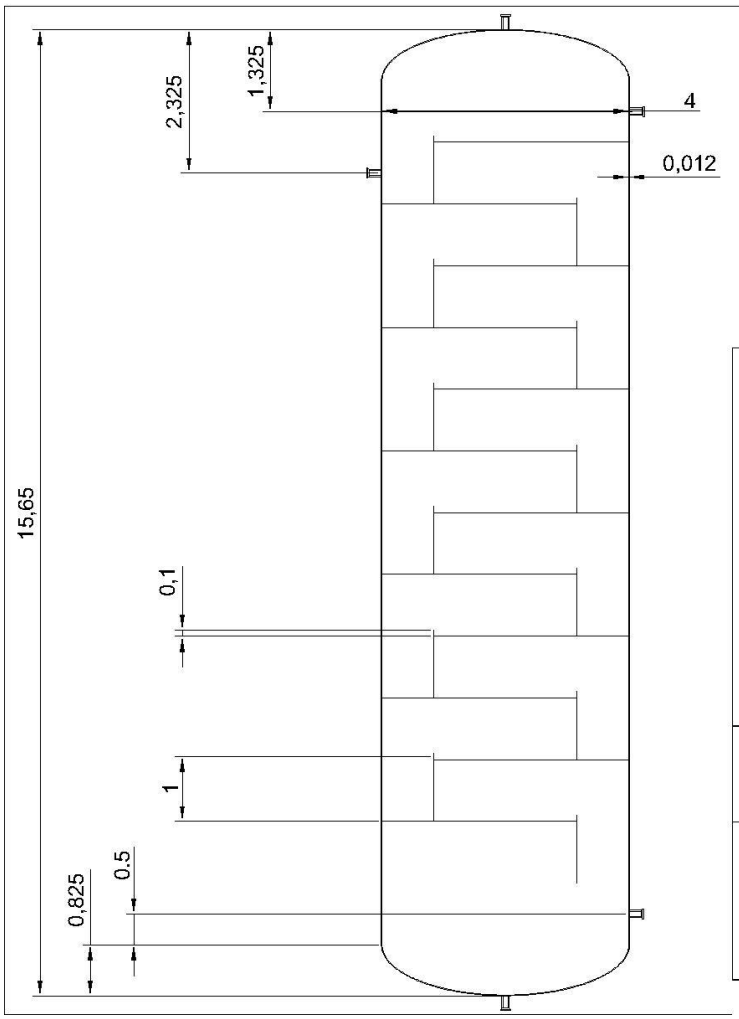
3.- PLANO DEL PLATO PERFORADO..... 3

1.- PLANO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN



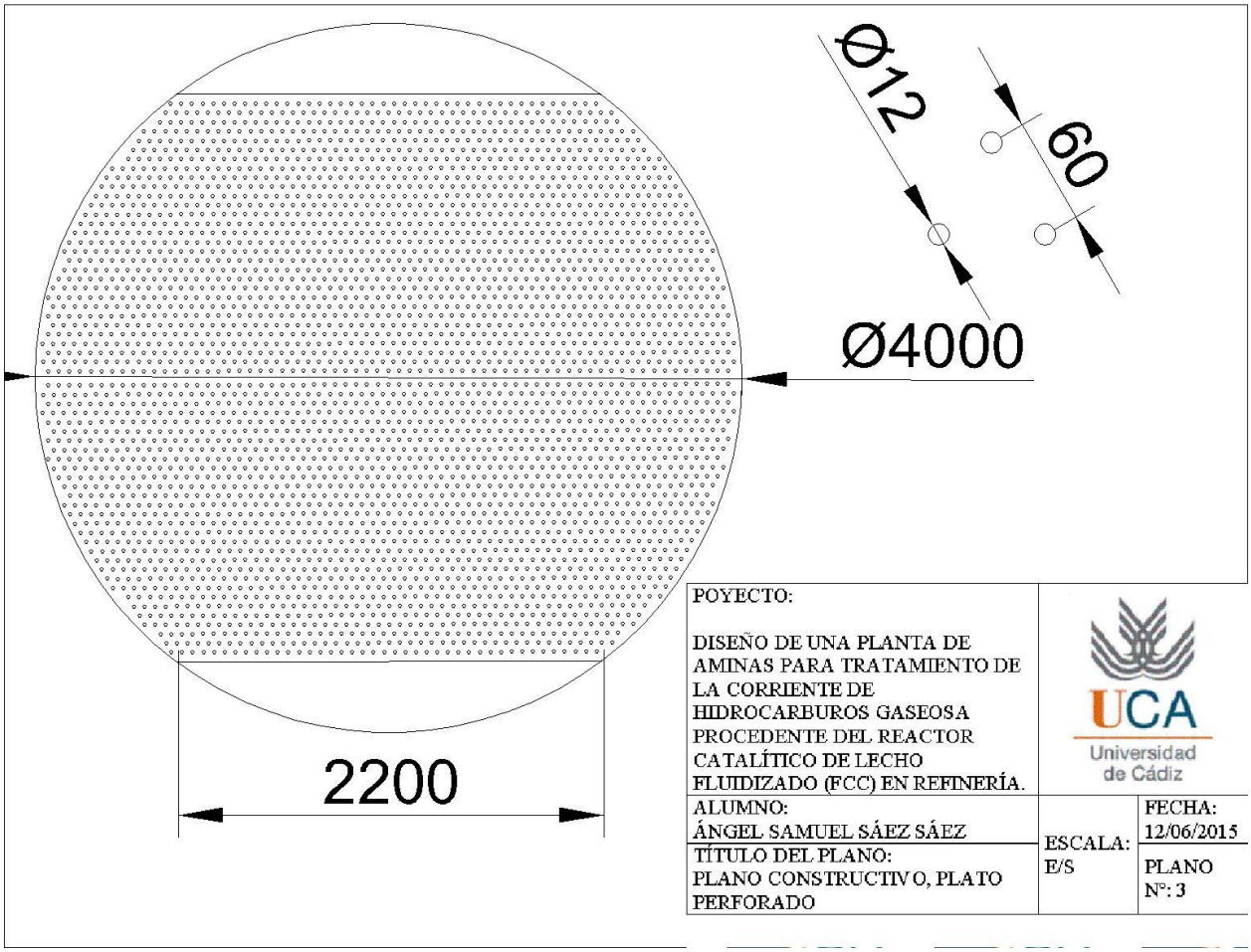
POYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE AMINAS PARA TRATAMIENTO DE LA CORRIENTE DE HIDROCARBUROS GASEOSA PROCEDENTE DEL REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FLUIDIZADO (FCC) EN REFINERÍA.	UCA Universidad de Cádiz	
ALUMNO: ÁNGEL SAMUEL SÁEZ SÁEZ	ESCALA:	FECHA: 12/06/2015
TÍTULO DEL PLANO: PLANO CONSTRUCTIVO, COLUMNA DE ABSORCIÓN	E/S	PLANO Nº: 1

2.- PLANO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN



POYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE AMINAS PARA TRATAMIENTO DE LA CORRIENTE DE HIDROCARBUROS GASEOSA PROCEDENTE DEL REACTOR CATALÍTICO DE LECHO FLUIDIZADO (FCC) EN REFINERÍA.		
ALUMNO: ÁNGEL SAMUEL SÁEZ SÁEZ		FECHA: 12/06/2015
TÍTULO DEL PLANO: PLANO CONSTRUCTIVO, COLUMNA DE DESTILACIÓN	ESCALA: E/S	PLANO Nº: 2

3.- PLANO DEL PLATO PERFORADO



DOCUMENTO IV

PLIEGO DE CONDICIONES

Índice

1.- DISPOSICIONES GENERALES 4

1.1.- Objetivo del pliego de condiciones 4

1.2.- Documentos del proyecto que definen las obras 4

1.3.- Contradicciones, omisiones o errores 4

1.4.- Normativa de aplicación 5

2.- CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA 6

2.1.- Dirección facultativa 6

2.2.- Contratista 7

2.3.- Obras y ejecución 8

2.3.1.- Comprobación del replanteo 8

2.3.2.- Fijación de los puntos de replanteo 8

2.3.3.- Programas de los trabajos 9

2.3.4.- Plazos de ejecución 9

2.3.5.- Maquinaria 9

2.3.6.- Ensayos 10

2.3.7.- Materiales 10

2.3.8.- Acopios 11

2.3.9.- Trabajos nocturnos 12

2.3.10.- Accidentes de trabajo 12

2.3.11.- Descanso en días festivos 13

2.3.12.- Trabajos defectuosos o no autorizados 13

2.3.13.- Señalización de las obras 13

2.3.14.- Precauciones especiales 13

3.- CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA 14

3.1.- Percepción económica del contratista 14

3.2.- Garantías de cumplimiento 14

3.3.- Fianzas 15

3.4.- Penalizaciones y bonificaciones 15

3.5.- Precios 15
3.5.1.- Composición de los precios unitarios 15
3.5.2.- Precios no contratados 16
3.5.3.- Variaciones en los precios unitarios 16
3.6.- Valoración y abono de los trabajos 16
3.6.1.- Valoración de la obra 16
3.6.2.- Valoración de obras incompletas 17
3.6.3.- Abono de unidades de obra ejecutada 17
3.6.4.- Liquidaciones parciales 17
3.6.5.- Liquidaciones generales 17
3.6.6.- Carácter provisional de las liquidaciones parciales 17
3.6.7.- Pagos 17
3.6.8.- Suspensión por retraso de pagos 17
3.7.- Seguros 18
4.- CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL 18
4.1.- Adjudicación 18
4.2.- Contrato 18
4.3.- Seguridad 18
4.4.- Licencias, permisos e impuestos 18
4.5.- Causas para rescindir el contrato 19
4.6.- Recepción provisional 19
4.7.- Plazo de garantía 20
4.8.- Recepción definitiva 20
4.9.- Prescripciones particulares 21
5.- CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA 21
5.1.- Condiciones para los materiales 21
5.1.1.- Referencias y normativas 21
5.1.2.- Control de calidad 22
5.1.3.- Equipos de medida 22

5.1.4.- Materiales a emplear..... 22

5.2.- Control de calidad..... 23

5.3.- Obras o instalación no especificada..... 24

1.- DISPOSICIONES GENERALES

1.1.- Objetivo del pliego de condiciones

El objetivo del presente pliego de condiciones es definir el conjunto de directrices, requisitos y normas aplicables al desarrollo de las obras a las que se refiere el proyecto del que forma parte. Contiene las condiciones técnicas normalizadas referentes a los materiales y equipos, el modo de ejecución, medición de las unidades de obra y, en general, cuantos aspectos han de regir en las obras comprendidas en el presente proyecto.

El contratista está obligado a ejecutar el proyecto según se especifica en el pliego de condiciones.

Del mismo modo, la administración podrá conocer de forma detallada las diferentes tareas que se desarrollarán durante la ejecución del proyecto.

1.2.- Documentos del proyecto que definen las obras

Los documentos del proyecto que definen las obras y que la propiedad entrega al contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo. Se entiende por documentos contractuales aquellos que estén incorporados al contrato y que sean de obligado cumplimiento, excepto modificaciones debidamente autorizadas.

El presente proyecto consta de los siguientes documentos:

- Documento I: Memoria descriptiva
- Documento II: Memoria de cálculo
- Documento III: Planos
- Documento IV: Pliego de condiciones
- Documento V: Presupuesto.

1.3.- Contradicciones, omisiones o errores

En caso de contradicción entre los planos y el pliego de condiciones, prevalecerá lo indicado en este último. Lo mencionado en el pliego de condiciones y omitido en los planos o viceversa, siempre que, a juicio del director de obras, quede suficientemente definida la unidad de obra correspondiente y esta tenga precio en el contrato.

En todo caso, las contradicciones, omisiones o errores que se adviertan en estos documentos por el director o contratista deberán reflejarse en el acta de comprobación.

1.4.- Normativa de aplicación

- ASME Sección VIII División I, Edición 2013.
- Real Decreto 2060/2008, de 12 de diciembre, Reglamento de equipos a presión y sus instrucciones técnicas complementarias y su modificación mediante el Real Decreto 560/2010, de 7 de mayo, por el que se modifican diversas normal reglamentarias en materia de seguridad industrial para adecuarlas a la Ley 17/2009, de 23 de noviembre, sobre el libre acceso a las actividades de servicio y su ejercicio, y a la Ley 25/2009, de 22 de diciembre, de modificación a diversas leyes para su adaptación a la Ley de libre acceso a las actividades de servicio y su ejercicio.
- Normas TEMA (Standars of the Tubular Exchanger Manufactures Association), 9ª Edición 2007.
- Real Decreto 379/2001, de 6 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias, y su modificación mediante el Real Decreto 105/2010, de 5 de febrero, por el que se modifican determinados aspectos de la regulación de los almacenamientos de productos químicos y se aprueba la instrucción técnica complementaria MIE APQ-9 "almacenamiento de peróxidos orgánicos".
- Pliego de Prescripciones Técnicas Generales vigentes del M.O.P.U.
- Normas Básicas y Tecnológicas de la Edificación
- Ley 31/1995 de 8 de Noviembre, de Prevención de riesgos Laborales.
- Real Decreto 1627/1997, de 24 de Octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y salud en las obras de construcción.
- Real Decreto 1777/2004, de 30 de julio, por el que aprueba el Reglamento del Impuesto de Sociedades.
- Código Técnico de Edificación (CTE), según la norma DB-SE AE (Aciones en la Edificación)
- Norma ASCE/SEI 7-2005 código de modelo de construcción para cargas debidas a seísmos.

2.- CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA

2.1.- Dirección facultativa

La dirección facultativa de las obras e instalaciones recaerá sobre el ingeniero técnico o superior nombrado por la propiedad en su representación, sobre quién recaerán las labores de dirección, control y vigilancia de las obras del presente proyecto.

Las funciones del ingeniero director de obra serán las siguientes:

- Garantizar la ejecución de las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado, o modificaciones debidamente autorizadas.
- Definir aquellas condiciones técnicas que en el presente Pliego de Condiciones se dejen a su decisión.
- Resolver aquellas condiciones técnicas que surjan en cuanto a la interpretación de los planos, condiciones de materiales y de ejecución de unidades de obra, siempre que no se modifiquen las condiciones del contrato.
- Estudiar las incidencias o problemas planteados en las obras que impidan el normal cumplimiento del contrato o aconseje su modificación, tramitando en su caso, las propuestas correspondientes.
- Proponer las actuaciones procedentes para obtener, de los organismos oficiales y de los particulares, los permisos y autorizaciones necesarias para la ejecución de las obras y ocupaciones de los bienes afectados por ellas, y resolver los problemas planteados por los servicios y servidumbres relacionados con la misma.
- Asumir personalmente bajo su responsabilidad, en caso de urgencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas operaciones o trabajos en curso, por lo cual, el contratista deberá poner a su disposición y servidumbre relacionados con la misma.
- Acreditar al contratista las obras realizadas conforme a lo dispuesto en los documentos del contrato.
- Participar en las recepciones provisionales y definitivas y redactar la liquidación de las obras conforme a las normas legales.

El director de obras no será responsable ante la propiedad de la tardanza de los organismos competentes en la tramitación del proyecto. Una vez conseguidos todos los permisos, el director de obra dará orden de comenzar las mismas.

2.2.- Contratista

Desde que den comienzo las obras, hasta su recepción provisional, el contratista designará un jefe de obras como representante suyo autorizado que cuidará de los trabajos. Este jefe estará expresamente autorizado por el contratista y para recibir notificaciones escritas o verbales emitidas por la dirección facultativa.

Cualquier cambio que el contratista desee realizar respecto a sus representaciones y personal cualificado, y en especial, del jefe de obras, deberá comunicárselo a la dirección facultativa.

El contratista estará en la obra durante la jornada legal de trabajo y acompañará a la dirección facultativa en las visitas que haga a la obra. Así mismo, asistirá a las reuniones de obra que se convoquen, no pudiendo justificar por motivo de ausencia ninguna reclamación a las órdenes cruzadas por la dirección facultativa.

Será por cuenta del contratista los gastos que a continuación se enumeran:

- Los gastos de construcción y retirada de toda clase de construcciones auxiliares.
- Los gastos de alquiler o adquisición de terreno para depósito de materiales y maquinaria.
- Los gastos de protección de acopio y de la propia obra contra deterioro, daño o incendio, cumpliendo con los requisitos vigentes para proporcionar seguridad dentro de las obras.
- Los gastos de limpieza y evacuación de desperdicios de basura.
- Los gastos de suministro, colocación y conservación de señales de tráfico, balizamiento y demás recursos necesarios para proporcionar seguridad dentro de las obras.
- Los gastos de montaje, conservación y retirada de instalaciones para el suministro de agua y la energía eléctrica necesaria para las obras.
- Los gastos de demolición y desmontaje de las instalaciones provisionales.

- Los gastos de retirada de materiales rechazados y corrección de las deficiencias observadas y puestas de manifiesto por los correspondientes ensayos y pruebas.

El contratista podrá subcontratar capítulos o unidades de obra a otros contratistas e industriales sin perjuicio de sus obligaciones como contratista general de la obra.

El contratista tendrá siempre en la oficina de la obra y a disposición de la dirección facultativa, un "libro de órdenes", con sus hojas foliadas por triplicado y visado por el colegio oficial.

Se considera causa de despido del contratista, el incumpliendo de las instrucciones dadas por el director de obra, la manifiesta incapacidad de realización de sus cometidos y la realización de actos que comprometan o perturben la marcha de los trabajos.

2.3.- Obras y ejecución

2.3.1.- Comprobación del replanteo

En el plazo de quince días a partir de la adjudicación definitiva se comprobarán, en presencia del adjudicatario o de su representante, el replanteo de las obras efectuadas antes de la licitación, extendiéndose la correspondiente acta de comprobación del replanteo.

El acta de comprobación del replanteo reflejará la conformidad o la disconformidad del replanteo respecto a los documentos contractuales del proyecto, refiriéndose expresamente a las características geométricas de los trabajos, así como a cualquier punto que en caso de disconformidad pueda afectar al cumplimiento del contrato.

Cuando el acta de comprobación del replanteo refleje alguna variación respecto a los documentos contractuales del proyecto, deberá ser acompañada de un nuevo presupuesto, valorado a los precios del contrato.

2.3.2.- Fijación de los puntos de replanteo

La comprobación del replanteo deberá incluir como mínimo los datos y referencias previstos para poder materializar las obras, así como los puntos fijos o auxiliares necesarios para los sucesivos replanteos de detalles y de otros elementos que puedan estimarse precisos.

Los puntos de referencia para los sucesivos replanteos se marcarán con los medios adecuados para evitar su desaparición.

Los datos, cotas y puntos fijados se anotarán en un anexo al acta de comprobación del replanteo, el cual se unirá al expediente de las obras, entregándose una copia al contratista.

El contratista se responsabilizará de la conservación de las señales de los puntos que hayan sido entregados.

2.3.3.- Programas de los trabajos

En el plazo que se determine en días hábiles a partir de la aprobación de acta de comprobación del replanteo, el adjudicatario presentará el programa de trabajos de las obras. Dicho programa de trabajo incluirá los siguientes datos:

- Fijación de las clases de obras y trabajos que integran al proyecto e indicación de las mismas.
- Determinación de los medios necesarios (instalación, equipos y materiales).
- Valoración mensual y acumulada de la obra, programada sobre la base de los precios unitarios de adjudicación.
- Representación gráfica de las diversas actividades, en un gráfico de barras o en un diagrama espacio-tiempo.

Cuando del programa de trabajos se deduzca la necesidad de modificar cualquier condición contractual, dicho programa deberá ser redactado por el adjudicatario y por la dirección técnica de las obras, acompañándose de la correspondiente propuesta de modificación para su tramitación reglamentaria.

2.3.4.- Plazos de ejecución

El contratista empezará las obras al día siguiente de la fecha del acta de comprobación de replanteo, debiendo quedar terminado en la fecha acordada en dicho acta.

2.3.5.- Maquinaria

El contratista quedará obligado a situar en las obras los equipos de la maquinaria que se comprometa a aportar en la licitación, y que el director de las obras considere necesario para el correcto desarrollo de las mismas. Dichos equipos de maquinaria deberán ser aprobados por el director.

La maquinaria y demás de trabajo deberán estar en perfectas condiciones de funcionamiento y quedar adscritos a la obra durante el curso de ejecución de las unidades en las que deban utilizarse. No podrán retirarse sin el consentimiento del director.

2.3.6.- Ensayos

El número de ensayos y su frecuencia, tanto sobre materiales como unidades de obras terminadas, será fijado por el ingeniero director, y se efectuarán con arreglo a las normas afectadas a cada unidad de obra, o, en su defecto, con arreglo a las instalaciones que dicte el director.

El adjudicatario abonará el costo de los ensayos que se realicen, que no podrán superar el 1% del presupuesto de adjudicación.

El contratista está obligado a realizar su autocontrol de cotas, tolerancias y geométrico en general, así como el de calidad, mediante ensayos materiales, densidades de compactación, etc. Se entiende que no se comunicará a la dirección de obra que una unidad de obra está terminada a juicio del contratista para su comprobación hasta que el mismo contratista, mediante su personal facultativo para el caso, haya hecho sus propias comprobaciones y ensayos, y se haya asegurado de cumplir las especificaciones.

Así, el contratista está obligado a disponer de los equipos necesarios para dichas mediciones y ensayos.

2.3.7.- Materiales

Todos los materiales que se utilicen en las obras deberán cumplir las condiciones que se establecen en el pliego de condiciones, pudiendo ser rechazadas en caso contrario por el ingeniero director. Por ello, todos los materiales que se propongan ser utilizados en obra deben ser examinados y ensayados antes de su aceptación en primera instancia mediante el autocontrol del contratista y, eventualmente, con el control de dirección de obra.

Cuando la procedencia de los materiales no esté fijada en el pliego de prescripciones técnicas, los materiales requeridos para la ejecución del contrato serán fijados por el contratista de las fuentes de suministro que este estime oportuno.

El contratista notificará al director, con la suficiente antelación, los materiales que propone utilizar y su procedencia, aportando, cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a su cantidad como a su calidad.

El no rechazo de un material implica su aceptación. El no rechazo o la aceptación de una procedencia no impide al posterior rechazo de cualquier partida de material de ella que no cumpla las prescripciones, ni incluso la eventual prohibición de dicha procedencia.

En ningún caso podrán ser acoplados y utilizados en los trabajos materiales cuya procedencia no haya sido aprobada por el director.

- Manipulación de materiales.

Todos los materiales se manipularán con cuidado, y de tal modo que mantengan su calidad y actitud para la obra.

- Inspección de unidad.

Si el volumen de la obra, la marcha de la construcción y otras consideraciones lo justifican, el ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes.

- Inspección de los materiales

Con objeto de facilitar la inspección y prueba de los materiales, el contratista notificará al ingeniero como mínimo con dos semanas de antelación a la entrega.

- Materiales defectuosos.

Todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del pliego de condiciones se considerarán defectuosos y, por tanto, se retirarán inmediatamente del lugar de la obra, a menos que el ingeniero ordene lo contrario.

Los materiales rechazados, cuyos defectos se hayan corregido sustancialmente, no se utilizarán mientras no se les haya otorgado la aprobación.

2.3.8.- Acopios

Quedará terminantemente prohibido, salvo autorización escrita del director, efectuar acopio de materiales, cualquiera que sea su naturaleza, sobre la plataforma de obra en aquellas zonas marginales que defina el director.

Se considera especialmente prohibido el depositar materiales, herramientas, máquinas, escombros o cualquier otro elemento no deseable, en las siguientes zonas:

- Áreas de procesos adyacentes o limítrofes con la zona donde se realizan los trabajos.

- Desagües y zonas de trabajo en general.
- Vías de acceso a casetas de operación, puntos de reunión para estados de emergencia y puntos de situación de extintores.
- De modo general, cualquier lugar en el que la presencia de materiales, herramientas o utensilios pueda entorpecer las labores de mantenimiento y operación de las unidades de proceso, o pueda dificultar el proceso de emergencia de la planta.

Los materiales se almacenarán en forma tal que se asegure la preservación de su calidad para su utilización en la obra, requisito que deberá ser comprobado en el momento de su utilización.

Las superficies empleadas en la zona de acopios deberán acondicionarse de forma que, una vez terminada su utilización, recuperen su aspecto original. Todos los gastos que de ello se deriven correrán por cuenta del contratista.

2.3.9.- Trabajos nocturnos

Los trabajos nocturnos deberán ser previamente autorizados por el director, y solamente realizados en aquellas zonas de obra que así lo requieran. El contratista deberá instalar los equipos de iluminación y mantenerlos en perfecto estado mientras duren los trabajos nocturnos.

2.3.10.- Accidentes de trabajo

El contratista viene obligado a cumplir lo dispuesto en las disposiciones vigentes en materia laboral, social y de seguridad social en el trabajo, garantizando las situaciones y contingencias que regulan, respecto a todos los trabajadores que empleará en la realización del contrato y, en especial, el Seguro de Accidentes de trabajo contra riesgo de incapacidad o muerte, advirtiendo que no puede resultar responsabilidad alguna para la Corporación por incumplimiento de dichas normas por parte del contratista.

El contratista y la dirección de obra fijarán de antemano las condiciones de seguridad en las que se llevarán a cabo los trabajos objeto del presente proyecto, así como las pruebas, ensayos, inspecciones y verificaciones necesarias, que en cualquier caso deberán ser, como mínimo, las prescritas por los reglamentos actuales vigentes.

No obstante, en aquellos casos en el que el contratista o la dirección consideren que se deben tomar disposiciones adicionales de seguridad, podrán tomarse éstas sin reserva alguna.

Por otra parte, el contratista será responsable de suministrar al personal a su cargo los equipos necesarios para que éste trabaje en las condiciones de seguridad adecuadas, tales como cascos, botas reforzadas, gafas de protección, etc.

Asimismo, serán responsabilidad del contratista los posibles daños causados en las instalaciones, tanto terminadas o aún en construcción, ocasionados por personas ajenas a la obra dentro del horario establecido de trabajo, así como de los accidentes personales que puedan ocurrir.

2.3.11.- Descanso en días festivos

En los trabajos concedidos a la contrata se cumplirá puntualmente el descanso en días festivos, de modo que se señale en las disposiciones vigentes.

En casos excepcionales, en los que fuera necesario trabajar en dichos días, se procederá como indican las citadas disposiciones.

2.3.12.- Trabajos defectuosos o no autorizados

Los trabajos defectuosos no serán de abono, debiendo ser demolidos por el contratista y reconstruidos en el plazo de acuerdo con las prescripciones del proyecto.

Si alguna obra no se hallase ejecutada con arreglo a las condiciones del contrato y fuera, sin embargo, admisible a juicio del ingeniero director de obras, podrá ser recibida provisionalmente, y definitivamente en su caso, quedando el adjudicatario obligado a conformarse, sin derecho a reclamación, con la rebaja económica que el ingeniero director estime, salvo en el caso de que el adjudicatario opte por la demolición a su costa y las rehaga con arreglo a las condiciones del contrato.

2.3.13.- Señalización de las obras

El contratista queda obligado a señalizar a su costa las obras objeto del contrato, con arreglo a las instrucciones y uso de aparatos que prescriba el director.

2.3.14.- Precauciones especiales

- Lluvias.

Durante las fechas de construcción, montaje e instalación de obra y equipos, estos se mantendrán en todo momento en perfectas condiciones de drenaje. Las cunetas y demás desagües se mantendrán de modo tal que no produzcan daño en las instalaciones.

El equipo que no necesite revisión o inspección previa a su instalación no será desembalado hasta el momento de la misma. Se protegerá el equipo desembalado de la lluvia mediante cubiertas y protectores adecuados.

- Incendios.

El contratista deberá atenerse a las disposiciones vigentes para la prevención y control de incendios, y a las recomendaciones u órdenes que reciba del director.

En todo caso, adoptará las medidas necesarias para evitar que se enciendan fuegos innecesarios, y será responsable de evitar la propagación de los que se requiera para la ejecución de las obras, así como de los daños y perjuicios que se pudieran producir.

No obstante, el contratista podrá exigir el asesoramiento de un técnico de seguridad competente, elegido por la dirección, en todos los casos en los que lo estime conveniente, y particularmente, en aquellos en los que el riesgo de producción de incendios sea más elevado (soldadura, corte con soplete, etc.).

3.- CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA

3.1.- Percepción económica del contratista

El contratista debe percibir el importe de los trabajos realizados, siempre que éstos se hayan ejecutado con arreglo y sujeción al proyecto.

El importe de los trabajos afectados se acreditará mensualmente al contratista por medio de certificaciones expedidas por el director en la forma legalmente establecida.

3.2.- Garantías de cumplimiento

El director de obra podrá exigir al contratista la presentación de referencias o de otras entidades o personas, al objeto de cerciorarse de si éste reúne todas las condiciones requeridas para el exacto cumplimiento del contrato. Dichas referencias, si le son pedidas, las presentará al contratista antes de la firma del contrato.

El director de obra podrá exigir al contratista la presentación de referencias o de otras entidades o personas, al objeto de cerciorarse de si este reúne todas las condiciones requeridas para el exacto cumplimiento del contrato. Dichas referencias, si le son pedidas, las presentará al contratista antes de la firma del contrato.

3.3.- Fianzas

El contratista deberá abonar una fianza del 5% del presupuesto de las obras adjudicadas, con vistas a responder el cumplimiento de lo contratado.

La fianza podrá ser depositada mediante cheque o aval bancario.

Si el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para terminar la obra en las condiciones contratadas, el director de obra en nombre y representación de la propiedad, los ordenará ejecutar a un tercero, abonando su importe con la fianza depositada por el contratista, sin perjuicio de las acciones legales a que tenga derecho el propietario.

La fianza depositada, o lo que quede de ella, será devuelta al contratista una vez firmada el acta de recepción definitiva de la obra en un plazo que no excederá de treinta días.

3.4.- Penalizaciones y bonificaciones

Contratista, director de obra y propiedad firmarán un documento donde se especifique la cuantía de la penalización debidas a retrasos en la ejecución de las obras. Del mismo modo, se especificará la cuantía y las condiciones de bonificación en beneficio del contratista, debidas a adelantos en la ejecución de las mismas.

No se considerarán causa de penalización, los retrasos en la ejecución de las obras debidos a:

- Incendios provocados por electricidad atmosférica.
- Daños producidos por terremotos o maremotos.
- Daños producidos por vientos huracanados.
- Destrozos causados en tiempo de guerra.

3.5.- Precios

3.5.1.- Composición de los precios unitarios

Una vez adjudicadas las obras, el Contratista ha de presentar dentro de los quince días siguientes los precios descompuestos de las unidades solicitadas. La no presentación indica que acepta los precios unitarios indicados en el presupuesto del presente proyecto.

3.5.2.- Precios no contratados

Los precios de las unidades de obra, de los materiales, así como la mano de obra que no figuran entre los contratados, se fijarán contradictoriamente entre la dirección facultativa y el contratista.

El contratista formulará por escrito, bajo su firma, el precio que, a su juicio, debe aplicarse a la nueva unidad de obra. Por su parte, el director de obra fijará el precio que, a su juicio, debe aplicarse a dicha unidad. Si ambos son coincidentes se formulará por parte del director de obra el Acta de Avenencia, quedando así formalizado el precio contradictorio. Si no fuera posible conciliar por simple discusión los resultados, el director de obra propondrá a la propiedad que adopte la resolución que estime conveniente.

3.5.3.- Variaciones en los precios unitarios

En el caso de altas o bajas oficiales en el precio de los materiales, mano de obra o de cualquier otro concepto que modifique los precios unitarios base, el contratista tiene la obligación de comunicar en la fecha de dicha variación, por duplicado, al director de obra y al propietario dichas valoraciones, así como una valoración exacta hasta el día citado de la obra de la ejecutada con su importe.

El contratista sólo tendrá derecho a las alzas oficiales de mano de obra del personal que intervenga directamente en la obra o instalación, no afectando a la mano de obra de preparación de materia prima o detalles.

3.6.- Valoración y abono de los trabajos

3.6.1.- Valoración de la obra

Las mediciones de la obra se harán por el tipo de unidad fijada en el correspondiente presupuesto.

La valoración deberá obtenerse aplicando a las diversas unidades de obra el precio que tuviese asignado en el presupuesto, añadiendo a este importe el de los tantos por ciento que corresponda al beneficio industrial.

Las valoraciones se realizarán mensualmente. Las llevará a cabo el director de obra en presencia del contratista. De dicho acto se levantará un acta por duplicado, que se firmará por ambas partes.

3.6.2.- Valoración de obras incompletas

Cuando a consecuencia de rescisión u otras causas, fuera preciso valorar las obras incompletas, se aplicarán los precios del presupuesto, sin que pueda pretenderse hacer la valoración de la unidad de obra fraccionándola de forma distinta a la establecida en los cuadros de descomposición de precios.

3.6.3.- Abono de unidades de obra ejecutada

El contratista deberá percibir el importe de todas aquellas unidades de obra que haya ejecutado con arreglo y sujeción a los documentos del proyecto, a las condiciones de la contrata y a las órdenes e instrucciones que por escrito entregue la dirección facultativa, siempre dentro de las cifras a que ascienden los presupuestos aprobados.

3.6.4.- Liquidaciones parciales

Mensualmente el contratista tendrá derecho a percibir una cantidad proporcional a la obra ejecutada en el periodo.

3.6.5.- Liquidaciones generales

Terminadas las obras se procederá a hacer la liquidación general, que constará de las mediciones y valoraciones de todas las unidades que constituyen la obra.

3.6.6.- Carácter provisional de las liquidaciones parciales

Las liquidaciones parciales tienen carácter de documentos provisionales a buena cuenta, sujeto a certificaciones y variaciones que resulten de la liquidación final.

3.6.7.- Pagos

Los pagos se efectuarán por el propietario al contratista en los plazos previamente establecidos, y su importe corresponderá precisamente al de las certificaciones de obra expedidas por el director de obra, en virtud de las cuales se verifican aquellos.

3.6.8.- Suspensión por retraso de pagos

El contratista no podrá retrasar o suspender trabajos debido a retrasos en los pagos. Cuando el contratista proceda de dicha forma, podrá el propietario rescindir el contrato.

3.7.- Seguros

El contratista está obligado a asegurar la obra contratada durante todo el tiempo que dure la ejecución, hasta la recepción definitiva.

De igual modo, el contratista deberá tener contratado un seguro de responsabilidad civil que cubran las indemnizaciones causadas por accidentes o perjuicios derivados de las obras, quedando la propiedad eximida de dicha responsabilidad.

4.- CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL

4.1.- Adjudicación

La adjudicación de las obras se realizará mediante concurso. Las ofertas presentes a dicho concurso deberán incluir como mínimo, una estimación del precio de ejecución de las obras, el tiempo de ejecución y las calidades empleadas en las mismas.

4.2.- Contrato

Se formalizará mediante un documento privado o público, según convenga a las partes, promotor y contratista, y en él se especificarán las particularidades que convengan a ambos.

El contratista y el promotor previamente firmarán el presente pliego de condiciones obligándose a su cumplimiento, siendo anuladas las cláusulas que se opongan o anulen disposiciones del mismo.

La ejecución de las obras se contratará por unidad de obra, ejecutadas con arreglo a los documentos del proyecto. Se admitirán subcontratas con firmas especializadas, siempre que estén dentro de los precios que fije el presupuesto del proyecto.

4.3.- Seguridad

El contratista está obligado a adoptar todas las medidas de seguridad que las disposiciones vigentes exijan para evitar los accidentes.

4.4.- Licencias, permisos e impuestos

El contratista está obligado a tramitar todas las licencias, permisos e impuestos necesarios para la normal ejecución de las obras.

4.5.- Causas para rescindir el contrato

- El incumplimiento, por parte del contratista, de las condiciones fijadas en el presente Pliego de Condiciones, tanto por negligencias como por cualquier otra causa.
- Las modificaciones del proyecto en tal forma que presenten alteraciones fundamentales del mismo a juicio del director de obra y en cualquier caso siempre que la variación del presupuesto de ejecución, como consecuencia de estas modificaciones, representen, más o menos, un 25 % como mínimo del importe de aquel.
- Las modificaciones de unidades de obra, siempre que estas modificaciones representen variaciones, más o menos, del 40 % como mínimo de las unidades del proyecto modificadas.
- Cuando se llevara en el desarrollo de la obra una lentitud perjudicial para la buena marcha y terminación de las mismas.
- No dar comienzo la contrata a los trabajos dentro de los plazos establecidos.
- No dar comienzo a la obra 3 meses a partir de la adjudicación.
- Cuando el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para ultimar la obra en las condiciones contratadas. En este caso el director de obra nombrará a un tercero para que las ejecute con cargo a la fianza depositada.
- Cuando sea aprobado por el director de obra que el contratista hubiera procedido de mala fe o por ignorancia de sus competencias acerca del suministro de materiales o en la ejecución de las obras.
- El incumplimiento por parte del contratista de las instrucciones dadas por el director de obra.
- Muerte o incapacidad del contratista.
- La quiebra del contratista.

4.6.- Recepción provisional

Una vez terminados los trabajos, se procederá al examen global por parte del director, el cual, si los considera aptos para ser recibidos, extenderá un acta donde así lo haga constar,

procediéndose inmediatamente a la puesta en marcha y entrada en funcionamiento de las instalaciones.

En ningún caso la recepción provisional tendrá lugar antes de las siguientes operaciones:

- Inspección visual de todos los equipos y líneas, así como de los equipos auxiliares.
- Prueba hidrostática de las áreas que así lo requieran.
- Comprobación de servicios auxiliares.

Si el ingeniero director apreciase en las obras defectos de calidad u otras imperfecciones que, a su juicio, pudieran resultar perjudiciales o poco convenientes, el contratista deberá reparar o sustituir, a su costa, dichas partes o elementos no satisfactorios.

4.7.- Plazo de garantía

Será de un año, contando a partir de la fecha de recepción provisional, salvo indicación contraria expresa en el pliego de contratación de la obra. Durante dicho periodo, las posibles obras de reparación, conservación y sustitución serán por cuenta del contratista, siendo este responsable de las faltas que puedan existir.

En caso de existir defectos o imperfecciones, no servirá de disculpa ni le dará derecho alguno al contratista el que el director o subalterno hayan examinado durante la construcción, reconocido los materiales o hecho su valoración en las relaciones parciales. En consecuencia, si se observan vicios o imperfecciones antes de efectuarse la recepción, se dispondrá que el contratista demuela y reconstruya, o bien repare, de su cuenta, las partes defectuosas.

4.8.- Recepción definitiva

Transcurrido el plazo de garantía y previo a los trámites reglamentarios, se procederá a efectuar la recepción definitiva de las obras, una vez realizado el oportuno reconocimiento de las mismas y en el supuesto de que todas ellas se encuentren en las condiciones debidas.

En caso de que, al proceder con el reconocimiento de las obras, estas no se encontrasen en estado de ser recibidas, se aplazará su recepción hasta que estén en condiciones de serlo.

Al proceder a la recepción definitiva de las obras, se extenderá por cuadruplicado el acta correspondiente.

4.9.- Prescripciones particulares

En todos aquellos casos en que, a juicio del director de las obras, se haga aconsejable para la ejecución de los trabajos previstos la fijación de determinadas condiciones específicas, se procederá a la redacción por este del oportuno pliego de prescripciones particulares, que ha de ser aceptado por el contratista, quedando obligado a su cumplimiento.

5.- CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA

5.1.- Condiciones para los materiales

Todos los materiales necesarios para la ejecución serán suministrados por el Contratista, quien será el único responsable de su manipulación, almacenamiento, conservación y buen empleo.

5.1.1.- Referencias y normativas

Se tendrán como de obligado cumplimiento las siguientes normas y estándares:

- Código de construcción de recipientes a presión ASME, Sección VIII, División I. Se aplicarán las prescripciones de este código en los aspectos referentes a presiones y temperaturas de diseño, espesores de cuerpos y fondos, presiones de prueba, test hidrostáticos y soldaduras. Se aplicarán también las prescripciones de este código a las juntas.

- Norma ANSI B.36.10 para dimensiones de tuberías de acero al carbono y aleado, soldadas y sin soldadura.

- Norma ANSI B.16.5 para clasificación presión-temperatura, bridas, espárragos para bridas, válvulas bridadas y accesorios bridados de acero.

- Norma ANSI B.18.2 para espárragos y tuercas.

- Norma ANSI B.16.9 para accesorios de acero para soldar a tope.

- Norma ANSI B.16.11. para accesorios de acero para soldar a enchufes y roscados.

- Norma ASTM A-234 WPB para accesorios de acero al carbono obtenidos de tubos para soldar a tope.
- Norma ASTM A-105 para bridas y accesorios de acero al carbono forjado roscados y para soldar a enchufe.
- Norma ASTM A-193 B7 para espárragos.

5.1.2.- Control de calidad

Todos los materiales en las obras deberán cumplir con la normativa correspondiente y serán objeto de un control de calidad, cuya definición y alcance se expresa más adelante y que el contratista realizará a su costa, sometiendo los resultados a conocimiento y aprobación de la Dirección de Obra con antelación suficiente al momento de uso de los materiales.

La dirección de obra podrá ordenar la realización de los ensayos de recepción, para alguno o todos de los componentes de las mismas.

5.1.3.- Equipos de medida

El contratista dispondrá del personal y medios precisos para realizar mediciones y comprobaciones de coordenadas y cotas de cualquier elemento de la estructura de los diferentes equipos.

5.1.4.- Materiales a emplear

- Condiciones para las bridas.

Las bridas serán de acero al carbono, del tipo de cuello soldado con cara elevada.

Estarán libres de defectos, irregularidades, rebabas, etc. que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso. Las bridas han de ser planas y paralelas, o presentar rigidez suficiente contra deformaciones debidas a la presión de los espárragos. Estos deberán de apretarse en cruz con llave dinamométrica para controlar el par de apriete.

Los espárragos de unión estarán en consonancia con lo marcado en la norma ANSI B.16.5. Sus diámetros serán los correspondientes a la línea en la que vayan a ser instaladas.

- Condiciones para los accesorios soldables.

Los accesorios para las tuberías (codos, tes, reducciones, etc.) serán de acero al carbono para soldar a tope o para roscar o soldar a enchufe, según corresponda, siendo su diámetro el correspondiente a las líneas en las que vayan instalados. Estarán libres de defectos, irregularidades, etc. que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

- Condiciones para juntas.

Las juntas serán espiro metálicos o de amianto encamisadas. Estarán libres de defectos, irregularidades, etc. que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

- Condiciones para soldaduras.

En las partes de la instalación en que deban llevarse a cabo procesos de soldadura a tope, se instalarán durante el proceso de soldado anillos de protección, y se evitará en todo momento que penetren en el interior de las partes a soldar cascarillas y salpicaduras de soldaduras.

La soldadura se hará mediante cordones finos, limpiando e inspeccionando después de cada cordón, evitando así que los defectos de un cordón puedan ser enmascarados por el siguiente.

- Condiciones para la instrumentación.

Las válvulas de control serán las adecuadas para las condiciones del proyecto.

Se procurará que los márgenes de medición de presión en los manómetros en los que vaya a trabajar el aparato en condiciones normales queden en el tercio central de la escala.

- Condiciones de equipos a presión.

Dado que el equipo diseñado contemplado en el presente proyecto trabaja a alta presión, se fijan las condiciones generales de fabricación, prueba, operación y funcionamiento del mismo, teniendo en cuenta el Reglamento de Aparatos a Presión.

5.2.- Control de calidad

Previamente al inicio de las obras, el contratista deberá presentar al Director facultativo, para su aprobación, el Plan de Control de Calidad y el de Puntos de Inspección y Control de la obra, que será de aplicación tanto a la obra civil como a los equipos eléctricos y mecánicos a instalar.

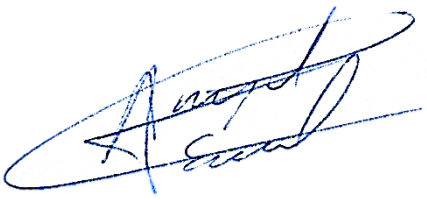
Para la ejecución de todas las unidades de obra, estas se someterán a los controles establecidos por la normativa legal de vigente aplicación o los que por cualquier motivo considerase necesario la Dirección Facultativa.

En los mencionados planes se recogerá de forma clara la identificación de cada unidad de obra, el tipo de ensayo a realizar y la normativa de aplicación, la frecuencia de realización de cada tipo de ensayo, y las condiciones de aceptación o rechazo. Para materiales y equipos se definirá los certificados de origen, pruebas y garantías que deberá aportar el proveedor de los mismos, así como las pruebas y ensayos a realizar en obra, la frecuencia de los mismos y las condiciones de aceptación o rechazo.

5.3.- Obras o instalación no especificada

Si en el transcurso de los trabajos fuera necesario ejecutar alguna clase de obra no regulada en el presente Pliego de Condiciones, el contratista queda obligado a ejecutarla con arreglo a las instrucciones que reciba del ingeniero director quien, a su vez, cumplirá la normativa vigente sobre el particular. El contratista no tendrá derecho a reclamación.

Puerto Real, Julio de 2015



Fdo. D. Ángel Samuel Sáez Sáez

DOCUMENTO V

PRESUPUESTO

Índice

1.- ALCANCE DEL PRESUPUESTO 2

2.- MÉTODO DE CÁLCULO DEL PRESUPUESTO 2

2.1.- El conjunto de factores 2

3.- CÁLCULO DEL PRESUPUESTO 3

3.1.- Cálculo del coste de la columna de absorción 4

3.2.- Cálculo del coste de la columna de destilación 8

3.3.- Cálculo del coste de los separadores gas-líquido 11

3.3.1.-Cálculo del coste del separador gas-líquido de alta presión 11

3.3.2.- Cálculo del coste del separador gas-líquido de baja presión 13

3.4.- Estimación del coste de los intercambiadores de calor 15

3.4.1.- Estimación del coste del intercambiador de calor IC-1 15

3.4.2.- Estimación del coste del intercambiador de calor IC-2 17

3.4.3.- Estimación del coste del intercambiador de calor IC-3 19

3.4.4.- Estimación del coste del intercambiador de calor IC-4 21

3.4.5.- Estimación del coste total de los intercambiadores de calor 23

3.5.- Estimación del coste de las bombas 23

3.5.1.- Estimación del coste de la bomba P-1 24

3.5.2.- Estimación del coste de la bomba P-2 26

3.5.3.- Estimación del coste de la bomba P-3 27

3.5.4.- Estimación del coste de la bomba P-4 29

3.5.5.- Estimación del coste de la bomba P-5 30

3.5.6.- Estimación del coste total de las bombas 32

3.6.- Cálculo del P.C.E 32

3.7.- Cálculo del PPC 32

3.8.- Precio de ejecución por contrata 33

3.9.- Honorarios profesionales 33

3.10.- Impuesto sobre el valor añadido (I.V.A.) 33

3.11.- Coste total de la planta 34

4.- AMORTIZACIÓN DE LA PLANTA. 34

1.- ALCANCE DEL PRESUPUESTO

El alcance técnico de la ingeniería básica del presente PFC, por consiguiente se procede a presentar el presupuesto pertinente a esta obra. Se pretende disponer del coste real de la instalación una vez construida e instalada.

2.- MÉTODO DE CÁLCULO DEL PRESUPUESTO

El presupuesto se divide en partidas, agrupadas por equipos y líneas de proceso, cuya suma da lugar al coste total de la instalación.

El método utilizado para el cálculo del presupuesto es el "Método de Peters y Timmerhaus"; particularizado para instalaciones típicas de refinerías de petróleo a partir de datos proporcionados por la experimentación. Dichos datos se basan en una recopilación de situaciones normales de suministros y montajes, tales que permiten deducir una serie de costos asociados al equipo expresándose éstos en forma de un porcentaje sobre el costo de dicho equipo.

El método consiste en estimar los costes de los equipos y luego aplicar una serie de factores según el tipo de industria de refinería de la que se trate. Los tipos de industria se establecen según la fase de agregación en la que se trabaja, sólido, líquido o líquido y sólido.

2.1.- El conjunto de factores

- Factor del montaje del equipo. Incluye hormigón, acero, encofrados y mano de obra necesaria para cimentaciones y estructuras, tanto de hormigón como de acero, realizado por subcontrato de la obra, necesarias para el equipo. No incluye almacenes ni edificios complementarios.

- Factor de las tuberías. Incluye todo el material de tuberías, válvulas y accesorios para el montaje de la unidad.

- Factor de instrumentos. Incluye material y montaje de todos los instrumentos de la planta, incluyendo la parte proporcional de panel central de control.

- Factor de instalación eléctrica. Incluye todo el material eléctrico para mandos de motores, celdas, cables, etc., con la mano de obra de su montaje. No incluye los motores ni los edificios, si los hubiese.

- Factor del proceso de construcción. Incluye el montaje de los equipos, fabricados en el taller, en su emplazamiento así como todo el material de tuberías y accesorios por contratas.

- Factor de servicios. Incluye todas las subcontratación de servicios de empresas de pintura, de control o del calorifugado.

- Factor de almacenaje. Incluye los costes relacionados con el stock de las piezas de los equipos.

- Edificios auxiliares. Incluye el coste de la construcción de edificios auxiliares sala de control, planta piloto o almacén de repuestos.

3.- CÁLCULO DEL PRESUPUESTO

En este apartado se procede a la estimación de los costes de fabricación y montaje de las torres de absorción y de destilación, así como de todos los equipos auxiliares necesarios para llevar a cabo el proceso.

La contribución de cada equipo al coste total se calculará multiplicando el coste total de los equipos por una serie de factores apropiados. Estos factores se derivan de datos de coste históricos para procesos con equipos similares y se justificaron en el apartado anterior.

Los factores típicos de estimación del inmovilizado de los equipos involucrados en el presente PFC vienen dados por la siguiente tabla "*Tabla 1*".

De acuerdo con la "*Tabla 1*":

P.C.E. → Total Purchase Cost of Equipment / Precio total de compra del equipo.

P.P.C. → Total Physical Plant Cost / Coste total de la planta.

A continuación se aborda el cálculo o estimación del P.C.E. para cada uno de los equipos por separado, empezando por la unidad principal, la columna de absorción, y terminando con las unidades auxiliares, en concreto, con las bombas.

Tabla 29

Item	Process type		
	Fluids	Fluids–solids	Solids
1. Major equipment, total purchase cost	PCE	PCE	PCE
f_1 Equipment erection	0.4	0.45	0.50
f_2 Piping	0.70	0.45	0.20
f_3 Instrumentation	0.20	0.15	0.10
f_4 Electrical	0.10	0.10	0.10
f_5 Buildings, process	0.15	0.10	0.05
* f_6 Utilities	0.50	0.45	0.25
* f_7 Storages	0.15	0.20	0.25
* f_8 Site development	0.05	0.05	0.05
* f_9 Ancillary buildings	0.15	0.20	0.30
2. Total physical plant cost (PPC) $PPC = PCE\ (1 + f_1 + \cdots + f_9)$ $= PCE \times$	3.40	3.15	2.80
f_{10} Design and Engineering	0.30	0.25	0.20
f_{11} Contractor's fee	0.05	0.05	0.05
f_{12} Contingency	0.10	0.10	0.10
Fixed capital $= PPC\ (1 + f_{10} + f_{11} + f_{12})$ $= PPC \times$	1.45	1.40	1.35

3.1.- Cálculo del coste de la columna de absorción

En este apartado se expone el cálculo detallado del coste de fabricación y montaje de la unidad fundamental de esta planta, la columna de absorción.

En el siguiente gráfico "*Gráfico 1*", se muestra la relación existente entre la altura de la columna y su precio de compra, en función del material de construcción y la presión de operación a la que se encuentra sometido el equipo.

Para calcular dicho precio, habrá que tener en cuenta los siguientes parámetros:

- Altura de la columna: 14,73 m
- Diámetro de la columna: 1,5 m
- Material empleado: Acero inoxidable (Stainless Steel SS-316)
- Presión de trabajo: 1000 psi ≈ 68 bar

Gráfico 1

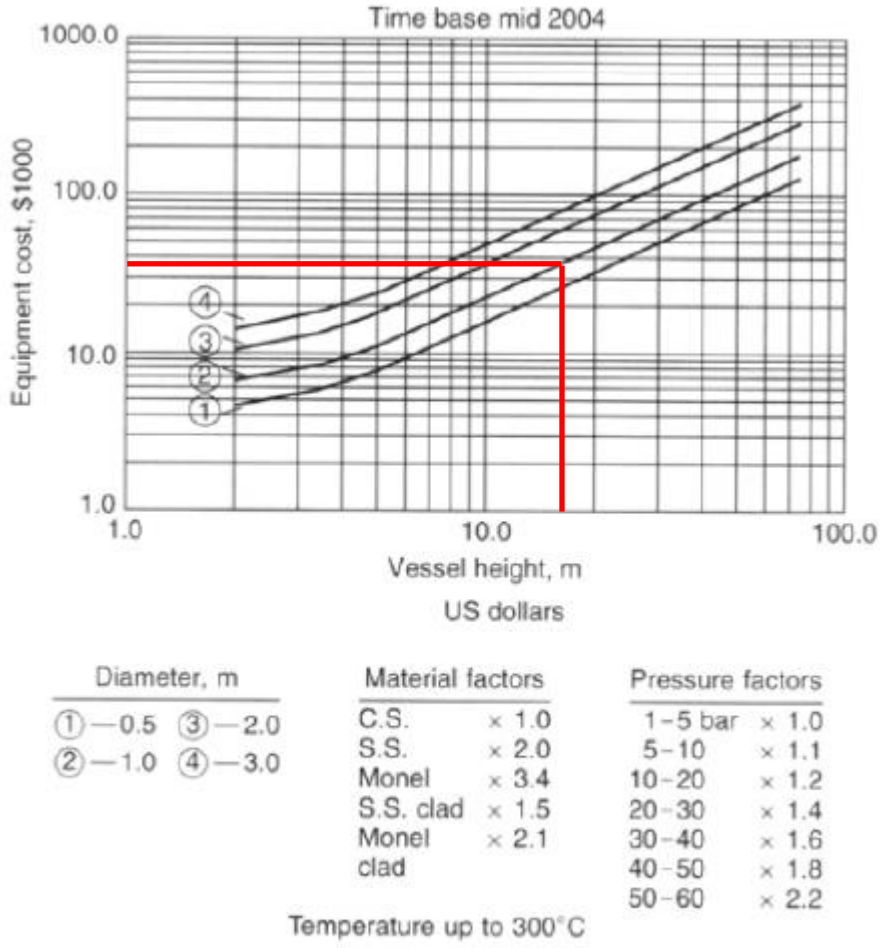


Figure 6.5*a*, *b*. Vertical pressure vessels. Time base mid-2004.
Purchased cost = (bare cost from figure) × Material factor × Pressure factor

Según el "*Gráfico 1*" y teniendo en cuenta los parámetros expuestos anteriormente, obtenemos un coste base para la columna de absorción (bare cost from figure) de aproximadamente ciento cinco mil dólares de 2004 (105.000$ de 2004).

$$Purchase\ Cost = (bare\ cost\ from\ figure) \times Material\ factor \times Pressure\ factor$$

$$Purchase\ Cost = 35.000\$\ de\ 2004 \times 2{,}0 \times 2{,}4 = 168.000\$\ de\ 2004$$

Por tanto, el precio estimado de compra de la columna de absorción sin relleno ni dispositivos internos (P.C.$_{C.A.vacía}$) es de aproximadamente ciento sesenta y ocho mil dólares de 2004 (168.000$ de 2004).

P.C.$_{C.A.vacía}$ = 168.000$ de 2004

Este es el precio de la columna de absorción sin relleno ni dispositivos internos, por lo que ahora se procede al cálculo del coste de los mismos.

En cuanto al relleno de la columna de absorción, se ha optado por un relleno con disposición aleatoria, constituido por pequeños anillos de metal (Stainless Steel SS-316) denominados "Metal Cascade Mini Ring" ya que esto son ampliamente utilizados en refinería e industria química para la desulfuración de corrientes gaseosas, especialmente si estas contienen hidrocarburos.

El precio de estos anillos, oscila entre doscientos y quinientos dólares actuales, 200 - 500$ actuales, por metro cúbico, dependiendo de su tamaño y del distribuidor. Como precio del relleno y poniéndonos en el peor de los casos, tomaremos quinientos dólares actuales por metro cúbico de material 500$ actuales/m^3.

Para el cálculo del coste del relleno, habrá que tener en cuenta los siguientes parámetros:

- Volumen de relleno necesario:

$$V_{Relleno} = Nº\ Lechos \cdot h_{Lecho} \cdot \pi \cdot \frac{D_{Torre}{}^2}{4} = 2 \cdot 5{,}25 \cdot \pi \cdot \frac{1{,}5^2}{4} = 18.56\ m^3$$

- Precio por metro cúbico de relleno: 500$ actuales

El coste del relleno vendrá dado por la siguiente expresión:

$$P.C._{Relleno}\ (\$) = V_{Relleno}(m^3) \cdot P.C._{Relleno}\left(\frac{\$}{m^3}\right) = 18.56(m^3) \cdot 500\left(\frac{\$}{m^3}\right) = 9.280\$$$

Por tanto, el coste final del relleno es de nueve mil doscientos ochenta dólares actuales, 9.280$ actuales.

$P.C._{Relleno}$ = 9.280$ actuales = 8.138€ actuales

En relación a los dispositivos internos, hemos de distinguir entre los difusores, que rocían la disolución de amina pobre sobre el lecho, y los soportes, que mantienen el relleno en su sitio y separan los dos lechos.

Sabiendo que la torre consta de diez difusores, cinco por lecho, y de dos lechos, y por lo tanto de dos soportes para los mismos, una vez conocidos los precios tanto de difusores como de soportes, podrá conocerse el precio total de los dispositivos internos.

- Nº de difusores: 10 unidades
- Nº de soportes: 2 unidades
- Coste por difusor: 120€ actuales
- Coste por soporte: 2.500€ actuales

$$P.C._{\cdot Internos} = Nº Difusores \cdot P.C._{\cdot Difusor} + Nº Soportes \cdot P.C._{\cdot Soporte}$$

$$P.C._{\cdot Internos} = 10 \cdot 120 + 2 \cdot 2.500 = 6.200€\ actuales$$

Teniendo en cuenta todos estos datos y consideraciones anteriores, se dispone de la información necesaria para el cálculo del coste total de la columna de absorción.

$$P.C._{\cdot C.A.} = P.C._{\cdot C.A. vacía} + P.C._{\cdot Internos} + P.C._{\cdot Relleno}$$

Pero los precios de las distintas partes del equipo se encuentran en divisas distintas, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dichas divisas corresponden a años distintos.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, que consiste en tomar un equipo base con un coste base y actualizarlo en fecha y/o en capacidad.

La expresión a utilizar es la que sigue:

$$Ca = Cb \cdot \left(\frac{Ia}{Ib}\right)$$

Donde:

- Ca: Coste actualizado.
- Cb: Coste base.
- Ia: Índice de Marshall & Smith correspondiente a la fecha actualizada.
- Ib: Índice de Marshall & Smith correspondiente a la fecha base.

Los valores de los índices M & S se tomarán de la revista "Chemical Engineering Journal".

En el caso del coste de la columna de absorción sin relleno ni dispositivos internos, los valores de estos parámetros serían los siguientes:

- Cb (año 2004): 168.000$
- Ib (año 2004): 1178,5
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 168.000\$ \cdot \frac{1597,7}{1178.7} = 227.720\$\ actuales = 204.610€\ actuales$$

El precio total de la columna, incluidos los dispositivos internos y el relleno será por consiguiente:

$$P.C._{C.A.} = P.C._{C.A.vacía} + P.C._{Internos} + P.C._{Relleno}$$

$$P.C._{C.A.} = 204.610 + 6.200 + 8.138 = 218.948€$$

El precio total de compra de la columna de absorción asciende a unos doscientos diecinueve mil euros, 219.000€.

3.2.- Cálculo del coste de la columna de destilación

En este apartado se aborda el cálculo detallado del coste de fabricación y montaje de la unidad de regeneración de aminas, o columna de destilación.

En el siguiente gráfico "*Gráfico 1*", se muestra la relación existente entre la altura de la columna y su precio de compra, en función del material de construcción y la presión de operación a la que se encuentra sometido el equipo.

Para calcular dicho precio, habrá que tener en cuenta los siguientes parámetros:

- Altura de la columna: 13,65 m
- Diámetro de la columna: 4 m
- Material empleado: Acero inoxidable (Stainless Steel SS-316)
- Presión de trabajo: 15 psi ≈ 1,03 bar

Según el "*Gráfico 1*" y teniendo en cuenta los parámetros expuestos anteriormente, se obtiene un coste base para la columna de destilación (bare cost from figure) de aproximadamente treinta mil dólares de 2004 (30.000$ de 2004).

$$Purchase\ Cost = (bare\ cost\ from\ figure) \times Material\ factor \times Pressure\ factor$$

$$Purchase\ Cost = 60.000\$\ de\ 2004 \times 2{,}0 \times 1{,}0 = 120.000\$\ de\ 2004$$

Por tanto, el precio estimado de compra de la columna de destilación sin dispositivos internos ($P.C._{C.D.vacía}$) es de aproximadamente ciento veinte mil dólares de 2004 (120.000$ de 2004).

$P.C._{C.D.vacía}$ = 120.000$ de 2004

Este es el precio de la columna regeneradora de aminas sin dispositivos internos, por lo que ahora se procede al cálculo del coste de los mismos. En este caso se considerará que los únicos dispositivos internos que posee esta columna son los platos perforados.

Gráfico 1

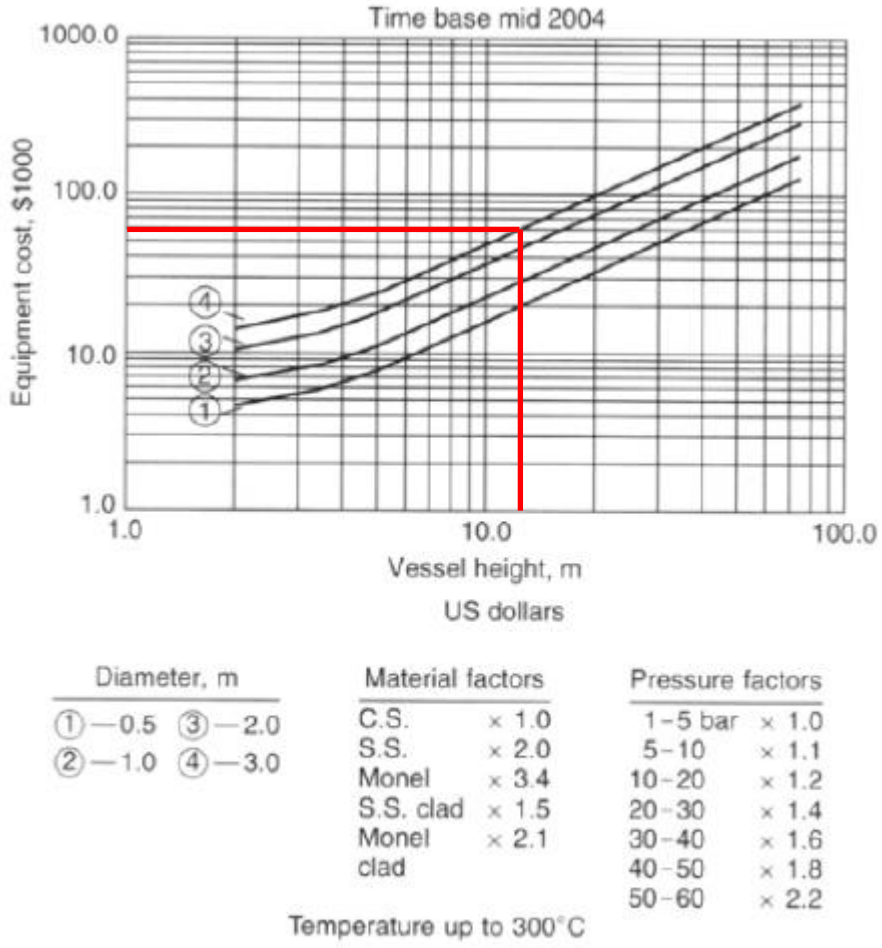


Figure 6.5*a*, *b*. Vertical pressure vessels. Time base mid-2004.
Purchased cost = (bare cost from figure) × Material factor × Pressure factor

Al igual que sucede para el precio de la columna, el precio de la instalación de los platos en dicha columna viene dado por el siguiente gráfico "*Gráfico 2*" según su diámetro:

Para calcular dicho precio, habrá que tener en cuenta los siguientes parámetros:

- Diámetro del plato: 4 m
- Tipo de plato: Plato Perforado (Sieve Plate)
- Material empleado: Acero inoxidable (Stainless Steel SS-316)

Según el "*Gráfico 2*" y teniendo en cuenta los parámetros expuestos anteriormente, se obtiene un coste base para la fabricación e instalación de los platos en la columna de destilación (bare cost from figure) de aproximadamente tres mil dólares de 2004 (3.000$ de 2004).

Gráfico 2

Gráfico 2

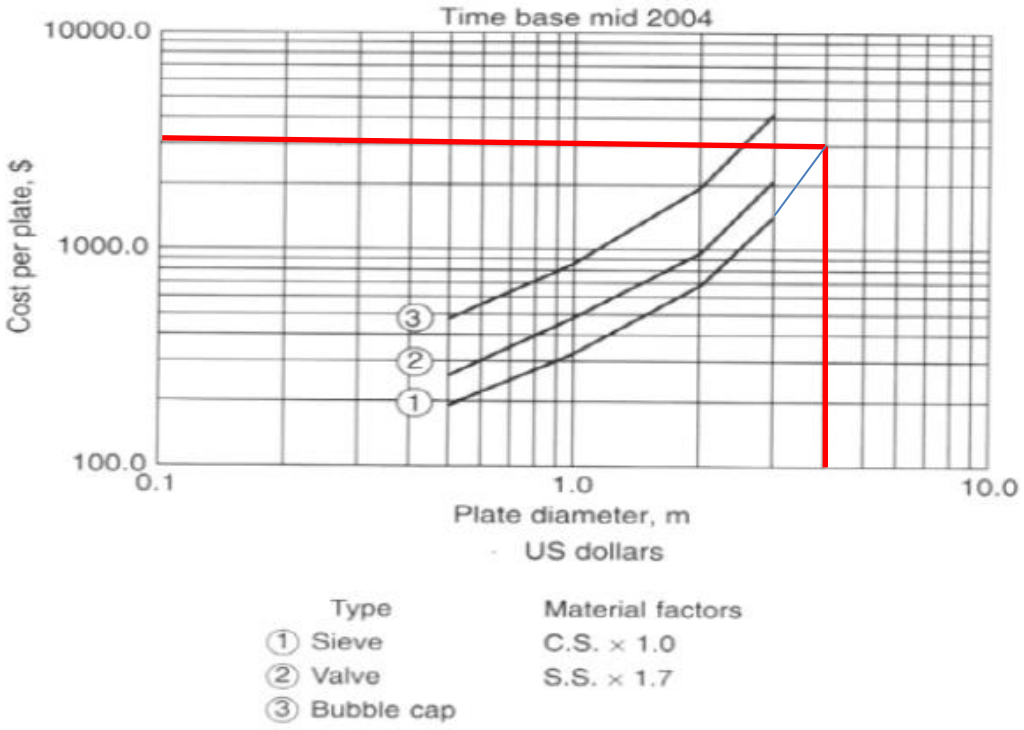


Figure 6.7*a*, *b*. Column plates. Time base mid-2004 (for column costs see Figure 6.4)
Installed cost = (cost from figure) × Material factor

$$Istalled\ Cost = (bare\ cost\ from\ figure) \times Material\ factor$$

$$Installed\ Cost = 3.000\$\ de\ 2004 \times 1{,}7 = 5.100\$\ de\ 2004$$

Este sería el coste de fabricación e instalación de un solo plato en la columna de destilación, y puesto que la torre consta de doce platos:

$$P.C._{\cdot Internos} = Nº Platos \cdot P.C._{\cdot Plato} = 12 \cdot 5.100 = 61.200\$\ de\ 2004$$

Por tanto, el precio estimado de instalación de los dispositivos internos en la columna de destilación ($P.C._{\cdot Internos}$) es de aproximadamente sesenta y un mil dólares de 2004 (61.000$ de 2004).

$P.C._{\cdot Internos}$ = 61.000$ de 2004

Teniendo en cuenta todos estos datos y consideraciones anteriores, se dispone de la información necesaria para el cálculo del coste total de la columna de destilación.

$$P.C._{\cdot C.D.} = P.C._{\cdot C.D.vacía} + P.C._{\cdot Internos}$$

$$P.C._{\cdot C.D.} = 120.000 + 61.000 = 181.000\$\ de\ 2004$$

Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado en el apartado anterior.

En el caso del coste total de la columna de destilación, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 2004): 181.000$
- Ib (año 2004): 1178,5
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 181.000\$ \cdot \frac{1597,7}{1178.7} = 245.342\$\ actuales = 220.443€\ actuales$$

El precio total de compra de la columna de destilación asciende a unos doscientos veinte mil quinientos euros, 220.500€.

3.3.- Cálculo del coste de los separadores gas-líquido

En este apartado se aborda el cálculo detallado del coste de fabricación y montaje de las unidades de separación gas-liquido, distinguiéndose entre separador de alta y baja presión. Puesto que se trata de recipientes cilíndricos a presión dispuestos de forma vertical, el procedimiento a seguir será exactamente el mismo que el utilizado en los dos casos anteriores, con la diferencia de que en este caso, no se calculará el precio de los dispositivos internos.

3.3.1.-Cálculo del coste del separador gas-líquido de alta presión

En el siguiente gráfico "*Gráfico 1*", se muestra la relación existente entre la altura del separador y su precio de compra, en función del material de construcción y la presión de operación a la que se encuentra sometido el equipo.

Para calcular dicho precio, habrá que tener en cuenta los siguientes parámetros:

- Altura del separador: 14,57 m
- Diámetro del separador: 2,5 m
- Material empleado: Acero inoxidable (Stainless Steel SS-316)
- Presión de trabajo: 1000 psi ≈ 68 bar

Gráfico 1

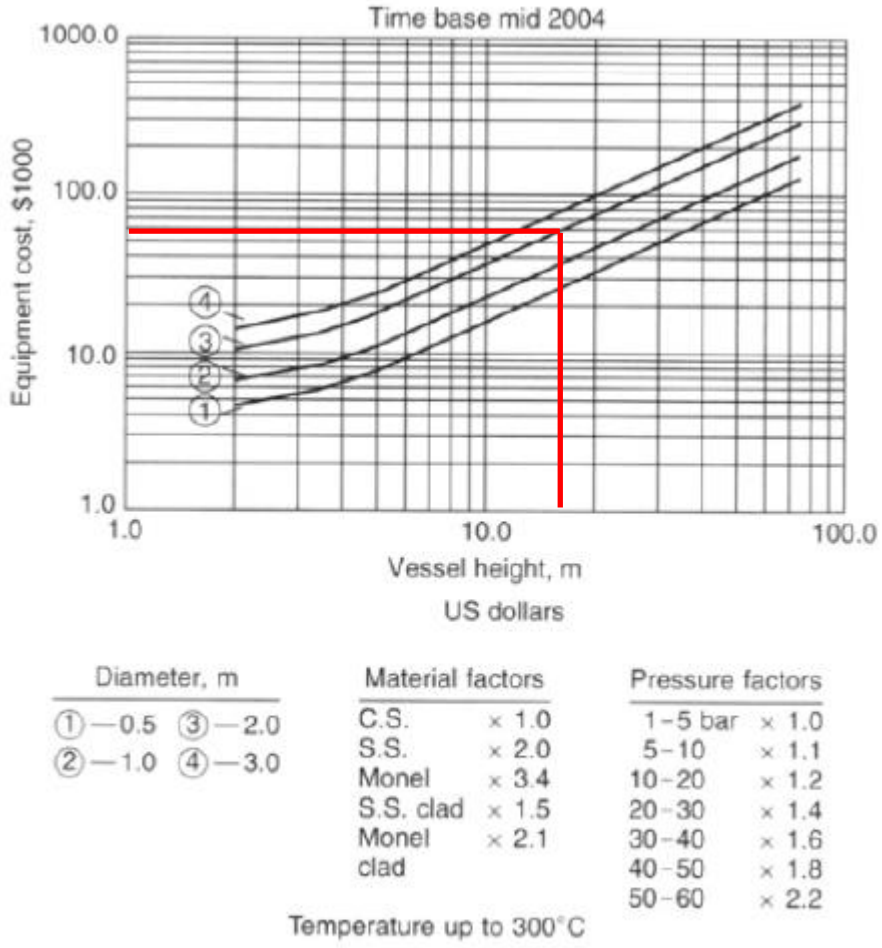


Figure 6.5*a*, *b*. Vertical pressure vessels. Time base mid-2004.
Purchased cost = (bare cost from figure) × Material factor × Pressure factor

Según el "*Gráfico 4*" y teniendo en cuenta los parámetros expuestos anteriormente, obtenemos un coste base para el separador gas-líquido de alta presión (bare cost from figure) de aproximadamente ciento cinco mil dólares de 2004 (105.000$ de 2004).

$$Purchase\ Cost = (bare\ cost\ from\ figure) \times Material\ factor \times Pressure\ factor$$

$$Purchase\ Cost = 60.000\$\ de\ 2004 \times 2{,}0 \times 2{,}4 = 288.000\$\ de\ 2004$$

Por tanto, el precio estimado de compra del separador gas-líquido de alta presión ($P.C._{S1}$) es de aproximadamente doscientos ochenta y ocho mil dólares de 2004 (288.000$ de 2004).

$P.C._{S1}$ = 288.000$ de 2004

Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total del separador gas-líquido de alta presión, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 2004): 288.000$
- Ib (año 2004): 1178,5
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 288.000\$ \cdot \frac{1597,7}{1178.7} = 390.377\$\ actuales = 350.760€\ actuales$$

El precio total de compra del separador gas-líquido de alta presión asciende a unos trescientos cincuenta mil ochocientos euros, 350.800€.

3.3.2.- Cálculo del coste del separador gas-líquido de baja presión

En el siguiente gráfico "*Gráfico 1*", se muestra la relación existente entre la altura del separador y su precio de compra, en función del material de construcción y la presión de operación a la que se encuentra sometido el equipo.

Para calcular dicho precio, habrá que tener en cuenta los siguientes parámetros:

- Altura del separador: 6,91 m
- Diámetro del separador: 2 m
- Material empleado: Acero inoxidable (Stainless Steel SS-316)
- Presión de trabajo: 15 psi ≈ 1,03 bar

Según el "*Gráfico 1*" y teniendo en cuenta los parámetros expuestos anteriormente, obtenemos un coste base para el separador de baja presión (bare cost from figure) de aproximadamente diez mil quinientos dólares de 2004 (15.000$ de 2004).

$$Purchase\ Cost = (bare\ cost\ from\ figure) \times Material\ factor \times Pressure\ factor$$

$$Purchase\ Cost = 15.000\$\ de\ 2004 \times 2,0 \times 1,0 = 30.000\$\ de\ 2004$$

Por tanto, el precio estimado de compra del separador gas-líquido de baja presión ($P.C._{S2}$) es de aproximadamente treinta mil dólares de 2004 (30.000$ de 2004).

$P.C._{S2}$ = 30.000$ de 2004

Gráfico 1

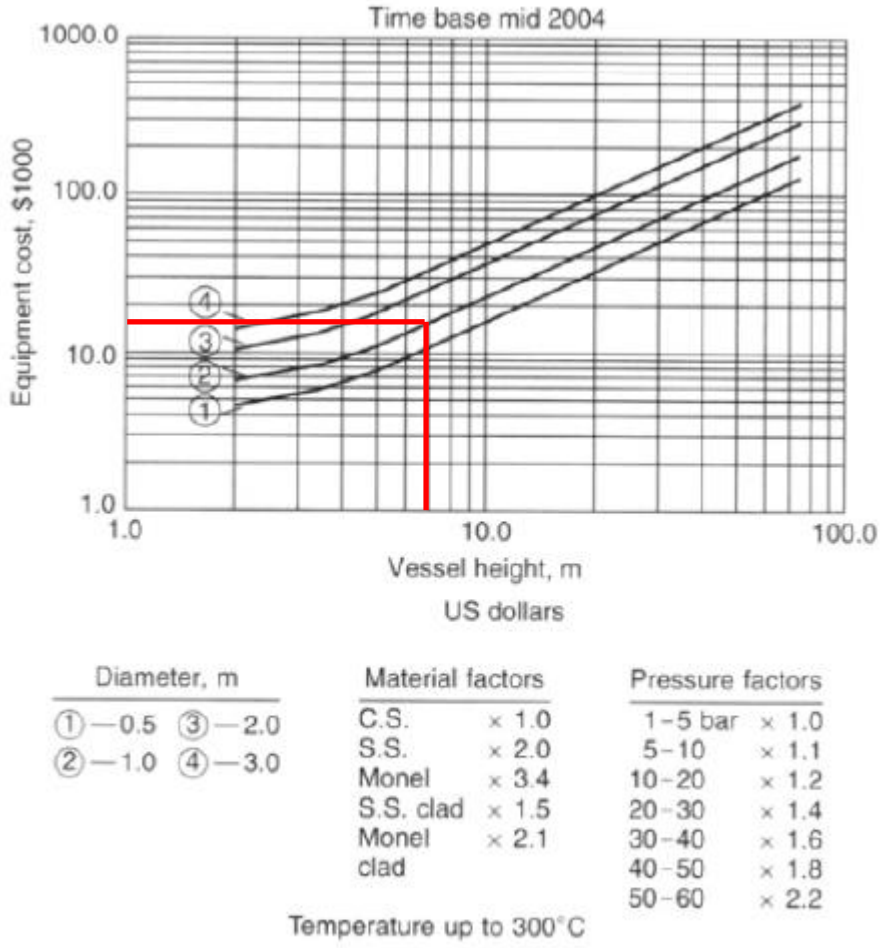


Figure 6.5*a*, *b*. Vertical pressure vessels. Time base mid-2004.
Purchased cost = (bare cost from figure) × Material factor × Pressure factor

Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total del separador gas-líquido de baja presión, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 2004): 30.000$
- Ib (año 2004): 1178,5
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 30.000\$ \cdot \frac{1597,7}{1178.7} = 40.665\$\ actuales = 36.540€\ actuales$$

El precio total de compra del separador gas-líquido de baja presión asciende a unos treinta y seis mil seiscientos euros, 36.600€.

3.4.- Estimación del coste de los intercambiadores de calor

En este apartado se aborda el cálculo aproximado del coste de fabricación y montaje de todas y cada una de las unidades de intercambio de calor presentes en el proceso. Para ello se dispondrá de un método de estimación de intercambiadores de calor desarrollado por John Mecalfe Coulson. Cabe destacar que los intercambiadores de calor presentes en la línea de procesos son en su totalidad del tipo carcasa y tubos.

Según este método, mediante unos gráficos basados en cálculos de coste históricos para procesos con equipos similares, se estima un coste base para cada intercambiador en función de su superficie específica de intercambio y del material empleado para su construcción, para después corregir dichos costes con una serie de factores dependientes de la presión de trabajo y del tipo de intercambiador.

3.4.1.- Estimación del coste del intercambiador de calor IC-1

Ahora se procede a detallar la estimación del coste del intercambiador de calor IC-1, que es el intercambiador de calor que acondiciona la corriente de alimentación antes de entrar en el separador gas-líquido de alta presión S-1, cuyos gases de salida pasarán a la torre de absorción.

En el siguiente gráfico "*Gráfico 3*", se muestra la relación existente entre el área específica de intercambio y su precio de compra, en función del material de construcción, el tipo de intercambiador de calor y la presión de operación a la que se encuentra sometido el equipo.

Para calcular dicho precio, habrá que tener en cuenta los siguientes parámetros:

- Área específica de intercambio: 184 m^2
- Tipo de intercambiador: Carcasa y tubos
- Material empleado: Acero inoxidable (Stainless Steel SS-316)
- Presión de trabajo: 1000 psi ≈ 68 bar

Según el "*Gráfico 3*" y teniendo en cuenta los parámetros expuestos anteriormente, obtenemos un coste base para el intercambiador de calor IC-1 (bare cost from figure) de aproximadamente noventa mil libras de 1992 (90.000$ de 1992).

Gráfico 3

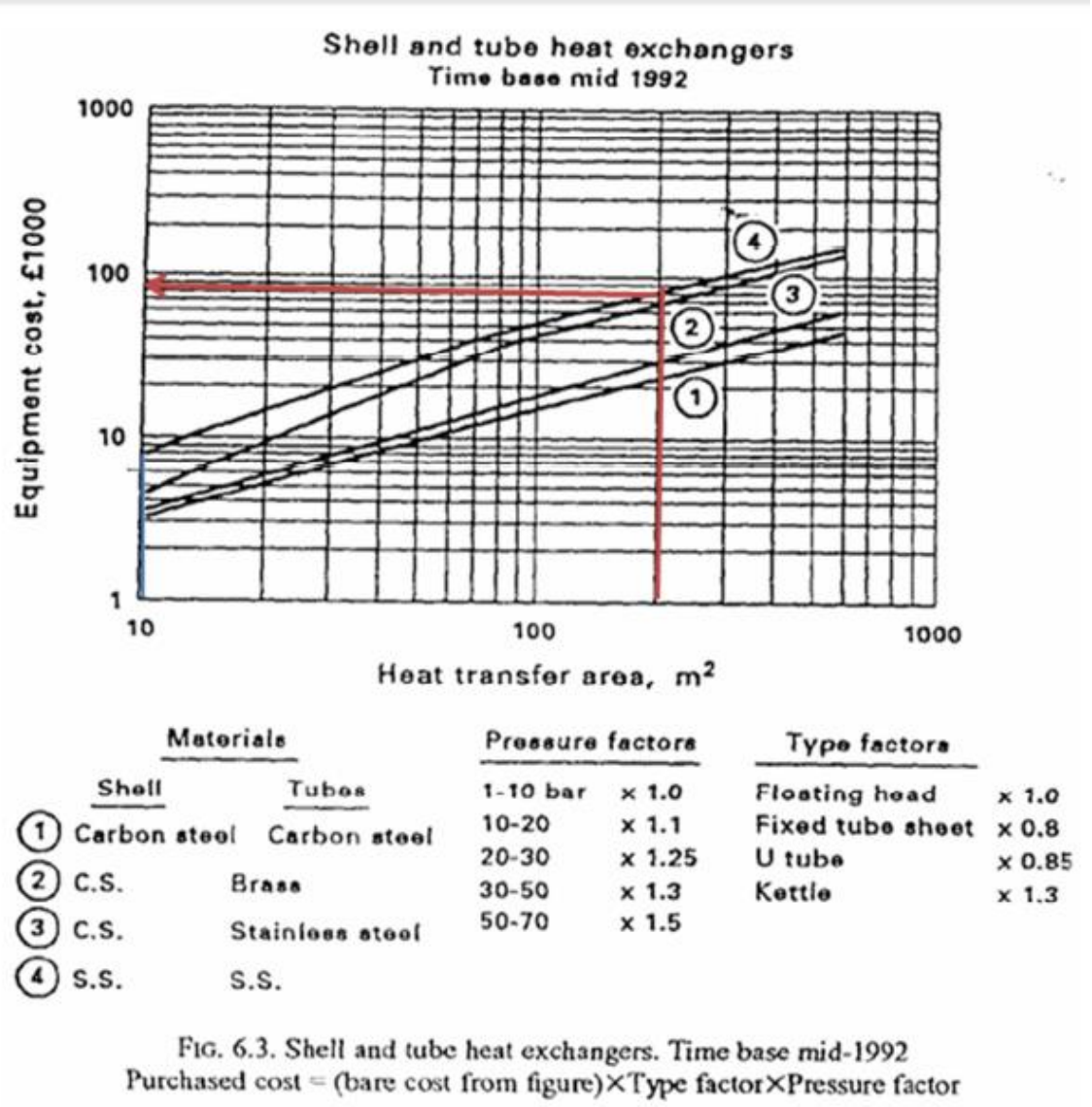


FIG. 6.3. Shell and tube heat exchangers. Time base mid-1992
Purchased cost = (bare cost from figure)×Type factor×Pressure factor

$$Purchase\ Cost = (bare\ cost\ from\ figure) \times Type\ factor \times Pressure\ factor$$

$$Purchase\ Cost = 90.000£\ de\ 1992 \times 1{,}0 \times 1{,}5 = 135.000£\ de\ 1992$$

Por tanto, el precio estimado de compra del intercambiador de calor IC-1 ($P.C._{IC\text{-}1}$) es de aproximadamente ciento treinta y cinco mil libras de 1992 (13.500£ de 1992).

$P.C._{IC\text{-}1}$ = 135.000£ de 1992

Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total del intercambiador de calor IC-1, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 1992): 135.000£
- Ib (año 1992): 943,1
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 135.000£ \cdot \frac{1597,7}{943,1} = 228.700£\ actuales = 315.800€\ actuales$$

El precio total de compra del intercambiador de calor IC-1 asciende a unos trescientos quince mil ochocientos euros, 315.800€.

3.4.2.- Estimación del coste del intercambiador de calor IC-2

Ahora se procede a detallar la estimación del coste del intercambiador de calor IC-2, que es el intercambiador de calor que acondiciona la corriente de amina rica, corriente líquida proveniente de la columna de absorción, para su posterior entrada en la columna de destilación.

En el siguiente gráfico "*Gráfico 3*", se muestra la relación existente entre el área específica de intercambio y su precio de compra, en función del material de construcción, el tipo de intercambiador de calor y la presión de operación a la que se encuentra sometido el equipo.

Para calcular dicho precio, habrá que tener en cuenta los siguientes parámetros:

- Área específica de intercambio: 12,1 m^2
- Tipo de intercambiador: Carcasa y tubos
- Material empleado: Acero inoxidable (Stainless Steel SS-316)
- Presión de trabajo: 100 psi ≈ 6,8 bar

Según el "*Gráfico 3*" y teniendo en cuenta los parámetros expuestos anteriormente, obtenemos un coste base para el intercambiador de calor IC-2 (bare cost from figure) de aproximadamente once mil libras de 1992 (11.000$ de 1992).

$$Purchase\ Cost = (bare\ cost\ from\ figure) \times Type\ factor \times Pressure\ factor$$

$$Purchase\ Cost = 11.000£\ de\ 1992 \times 1,0 \times 1,0 = 11.000£\ de\ 1992$$

Gráfico 3

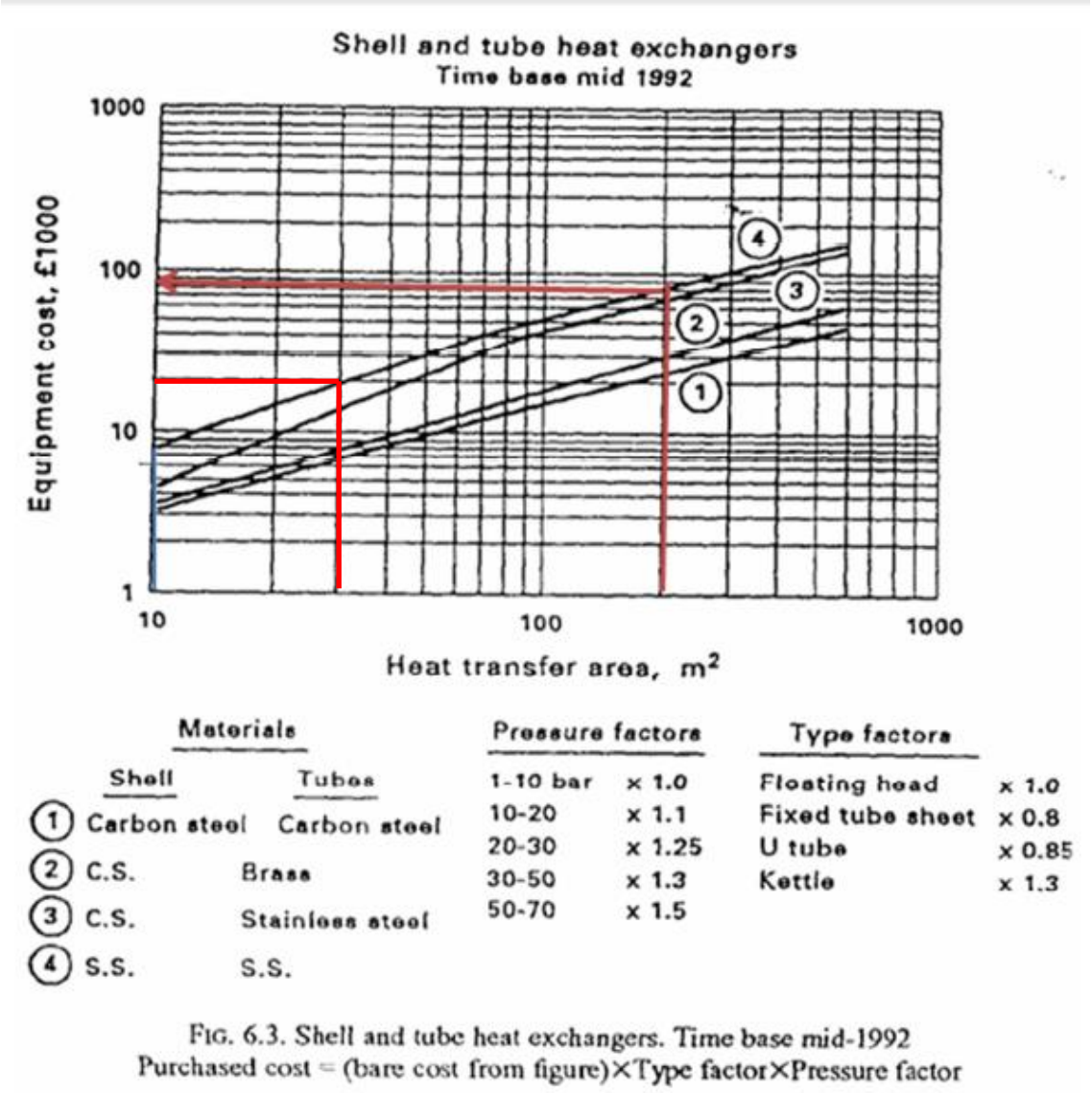


FIG. 6.3. Shell and tube heat exchangers. Time base mid-1992
Purchased cost = (bare cost from figure)×Type factor×Pressure factor

Por tanto, el precio estimado de compra del intercambiador de calor IC-2 ($P.C._{IC-2}$) es de aproximadamente once mil libras de 1992 (11.000£ de 1992).

$P.C._{IC-2}$ = 11.000£ de 1992

Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total del intercambiador de calor IC-2, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 1992): 11.000£
- Ib (año 1992): 943,1
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 11.000£ \cdot \frac{1597,7}{943,1} = 18.635£\ actuales = 25.730€\ actuales$$

El precio total de compra del intercambiador de calor IC-2 asciende a unos veinticinco mil ochocientos euros, 25.800€.

3.4.3.- Estimación del coste del intercambiador de calor IC-3

Ahora se procede a detallar la estimación del coste del intercambiador de calor IC-3, que es el intercambiador de calor que acondiciona la corriente de reflujo que retorna a la cabeza de la columna de destilación. Se trata del denominado condensador.

En el siguiente gráfico "*Gráfico 3*", se muestra la relación existente entre el área específica de intercambio y su precio de compra, en función del material de construcción, el tipo de intercambiador de calor y la presión de operación a la que se encuentra sometido el equipo.

Para calcular dicho precio, habrá que tener en cuenta los siguientes parámetros:

- Área específica de intercambio: 1,93 m^2
- Tipo de intercambiador: Carcasa y tubos
- Material empleado: Acero inoxidable (Stainless Steel SS-316)
- Presión de trabajo: 8 psi ≈ 0,55 bar

Según el "*Gráfico 3*" y teniendo en cuenta los parámetros expuestos anteriormente, obtenemos un coste base para el intercambiador de calor IC-3 (bare cost from figure) de aproximadamente ocho mil libras de 1992 (8.000$ de 1992).

$$Purchase\ Cost = (bare\ cost\ from\ figure) \times Type\ factor \times Pressure\ factor$$

$$Purchase\ Cost = 8.000£\ de\ 1992 \times 1,0 \times 1,0 = 8.000£\ de\ 1992$$

Por tanto, el precio estimado de compra del intercambiador de calor IC-3 ($P.C._{IC-3}$) es de aproximadamente ocho mil libras de 1992 (8.000£ de 1992).

$P.C._{IC-3}$ = 8.000£ de 1992

Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

Gráfico 3

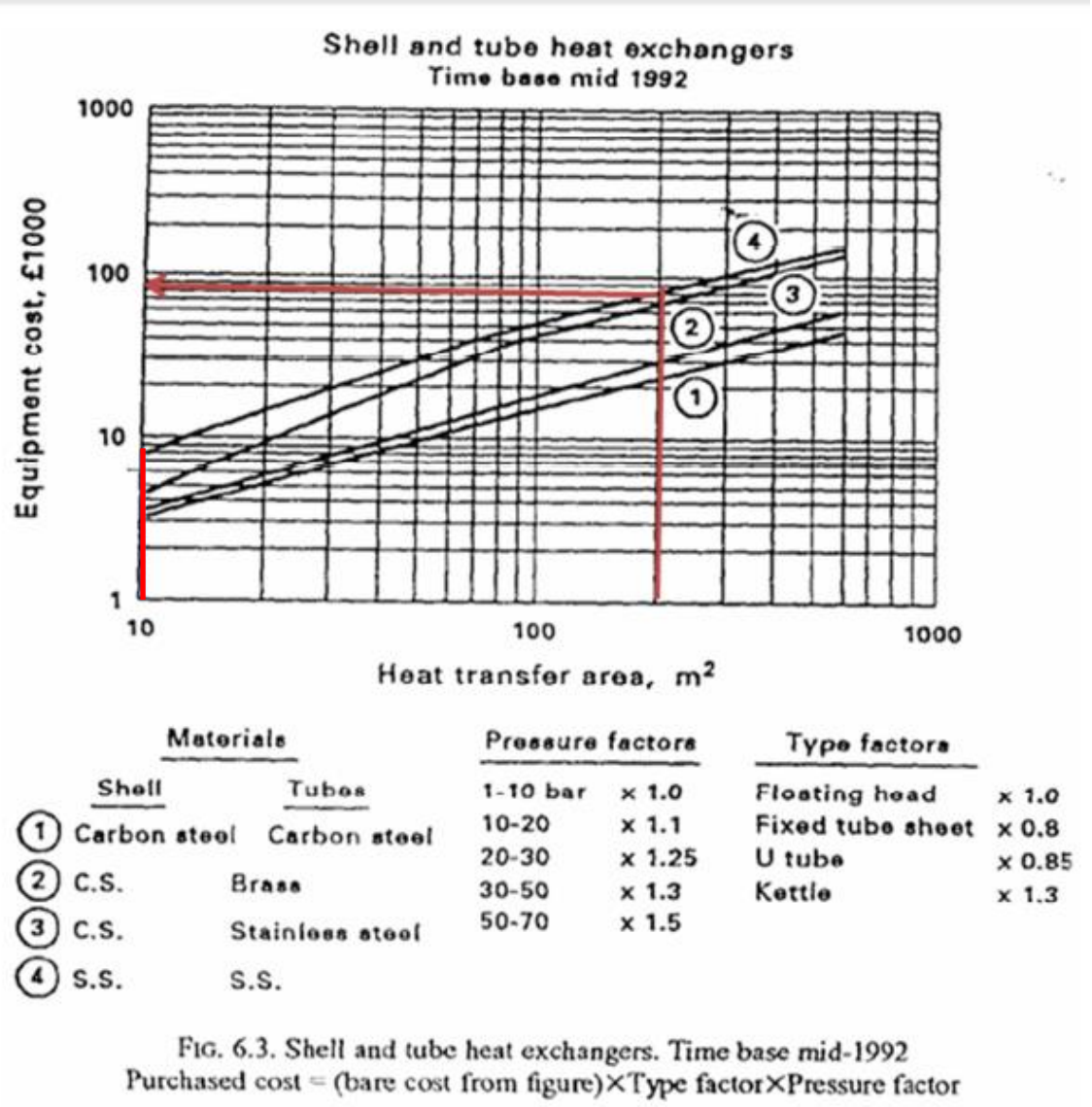


FIG. 6.3. Shell and tube heat exchangers. Time base mid-1992
Purchased cost = (bare cost from figure)×Type factor×Pressure factor

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total del intercambiador de calor IC-3, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 1992): 8.000£
- Ib (año 1992): 943,1
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 8.000£ \cdot \frac{1597,7}{943,1} = 13.550£\ actuales = 18.700€\ actuales$$

El precio total de compra del intercambiador de calor IC-3 asciende a unos dieciocho mil setecientos euros, 18.700€.

3.4.4.- Estimación del coste del intercambiador de calor IC-4

Ahora se procede a detallar la estimación del coste del intercambiador de calor IC-4, que es el intercambiador de calor que acondiciona la corriente que retorna calentada a la cola de la columna de destilación. Es el denominado reboiler o caldera.

En el siguiente gráfico "*Gráfico 3*", se muestra la relación existente entre el área específica de intercambio y su precio de compra, en función del material de construcción, el tipo de intercambiador de calor y la presión de operación a la que se encuentra sometido el equipo.

Para calcular dicho precio, habrá que tener en cuenta los siguientes parámetros:

- Área específica de intercambio: 96,74 m^2
- Tipo de intercambiador: Carcasa y tubos
- Material empleado: Acero inoxidable (Stainless Steel SS-316)
- Presión de trabajo: 15 psi ≈ 1.03 bar

Según el "*Gráfico 3*" y teniendo en cuenta los parámetros expuestos anteriormente, obtenemos un coste base para el intercambiador de calor IC-4 (bare cost from figure) de aproximadamente ocho mil libras de 1992 (8.000$ de 1992).

$$Purchase\ Cost = (bare\ cost\ from\ figure) \times Type\ factor \times Pressure\ factor$$

$$Purchase\ Cost = 50.000£\ de\ 1992 \times 1{,}0 \times 1{,}0 = 50.000£\ de\ 1992$$

Por tanto, el precio estimado de compra del intercambiador de calor IC-4 ($P.C._{IC\text{-}4}$) es de aproximadamente cincuenta mil libras de 1992 (50.000£ de 1992).

$P.C._{IC\text{-}4}$ = 50.000£ de 1992

Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total del intercambiador de calor IC-4, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

Gráfico 3

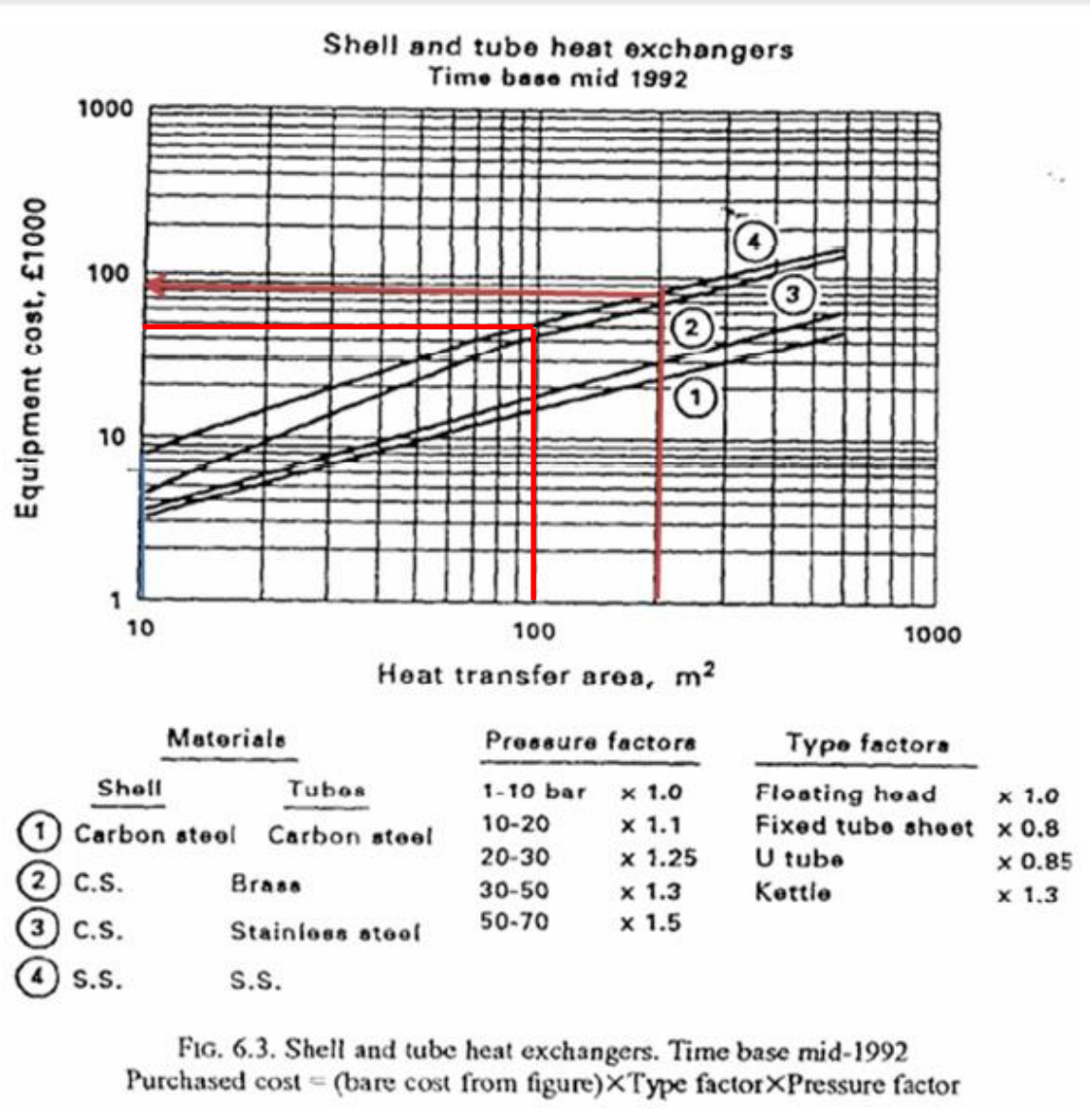


FIG. 6.3. Shell and tube heat exchangers. Time base mid-1992
Purchased cost = (bare cost from figure)×Type factor×Pressure factor

- Cb (año 1992): 50.000£
- Ib (año 1992): 943,1
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 50.000£ \cdot \frac{1597,7}{943,1} = 84.705£\ actuales = 116.670€\ actuales$$

El precio total de compra del intercambiador de calor IC-4 asciende a unos ciento dieciséis mil setecientos euros, 116.700€.

3.4.5.- Estimación del coste total de los intercambiadores de calor

Teniendo en cuenta todos estos datos expuestos en los apartados anteriores, se dispone de la información necesaria para estimar el coste conjunto o total que supone la fabricación y montaje de los intercambiadores de calor.

$$P.C._{IC} = P.C._{IC-1} + P.C._{IC-2} + P.C._{IC-3} + P.C._{IC-4}$$

$$P.C._{IC} = 315.800 + 25.800 + 18.700 + 116.700 = 477.000€$$

El precio total de compra de los intercambiadores de calor es de aproximadamente cuatrocientos setenta y siete mil euros, 477.000€.

3.5.- Estimación del coste de las bombas

En este apartado se aborda la estimación del coste de los equipos de impulsión de líquidos presentes en la planta, es decir, las bombas.

Puesto que todas las bombas presentan las mismas características, son en su totalidad centrífugas con carcasa y rodete en acero al carbono, se seguirá el mismo proceso de cálculo para la estimación del coste de todas ellas.

Hasta ahora, se ha utilizado como material de construcción de todos los equipos el acero inoxidable SS-316, debido a la presencia de ácido sulfhídrico H_2S, que presenta un alto poder corrosivo, o bien porque se han empleado altas presiones y se necesitaba una mayor resistencia. Sin embargo, para las bombas no es así, sino que se empleará acero al carbono CS-304, ya que la composición mayoritaria de todas las corrientes líquidas presentes en el proceso es agua.

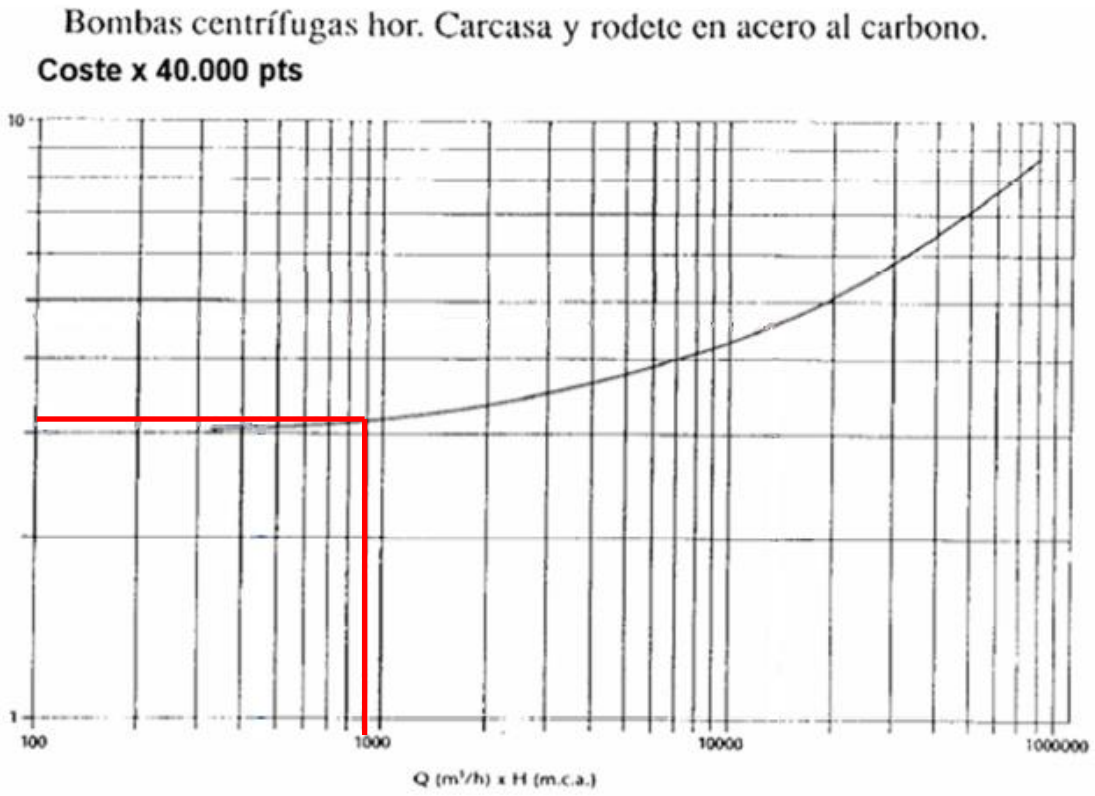
Para la estimación del coste de las bombas, se empleará el siguiente gráfico "*Grafico 4*", en el que se representa el coste de las bombas en función del producto del caudal máximo que pueden impulsar las bombas y la carga o altura que estas deben aportar. Una vez obtenido este coste base, se aplican una serie de coeficientes correctores basados en cálculos de costes históricos.

Un dato importante a tener en cuenta es que cada bomba constará de un duplicado de la misma, para que en caso de avería pueda seguir impulsándose el fluido correspondiente.

3.5.1.- Estimación del coste de la bomba P-1

A continuación se detalla la estimación del coste de la bomba P-1, que es la bomba que impulsa la disolución de amina pobre hacía la cabeza de la columna de absorción. Para ello es necesario conocer los siguientes parámetros.

Gráfico 4



- Caudal volumétrico a impulsar: 9,28 m^3/h
- Carga que deba aportar la bomba: 935,4 m
- Q (m^3/h) · H (m) = 9,28 (m^3/h) · 935,4 (m) = 8.860,5 ≈ 9.000

$$P.C._{P-1}\,(base) = 40.000 \cdot 3{,}1 = 124.000\ pts\ de\ 1998$$

Según el "*Gráfico 4*" y teniendo en cuenta los parámetros anteriores, se obtiene un precio base de compra de la bomba P-1 de ciento veinticuatro a mil pesetas de 1998, 124.000pts de 1998.

Ahora se aplican los factores de corrección correspondientes según la "*Tabla 2*".

$$P.C._{P-1} = P.C._{P-1}\,(base) \cdot f_d \cdot f_m \cdot f_t \cdot f_p$$

$$P.C._{P-1} = 124.000 \cdot 1{,}0 \cdot 1{,}0 \cdot 1{,}0 \cdot 0{,}7 = 86.800\ pts\ de\ 1998$$

Tabla 30

Figura 19.- Factores	
Tipo	**f_d**
Proceso horizontal	1,00
Proceso con doble guarnición y fluido intermedio	1,50
Vertical en línea	0,50
Accionada por turbina	0,80
Química	0,5 a 0,7
Material	**f_m**
Acero al carbono	1,00
Bronce	1,25
Acero al carbono/ acero inoxidable 316	1,50
Acero inoxidable 316	1,80
Hastelloy C	2,80
Temperatura (ºC)	**f_t**
< 150	1,00
150-250	1,15
>250	1,30
Presión de aspiración (bar)	**f_p**
< 20	0,70
20a40	1,00
40a 70	1,30

Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total de la bomba P-1, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 1998): 86.800pts
- Ib (año 1998): 1061.9
- Ia (año 2014): 1597,7

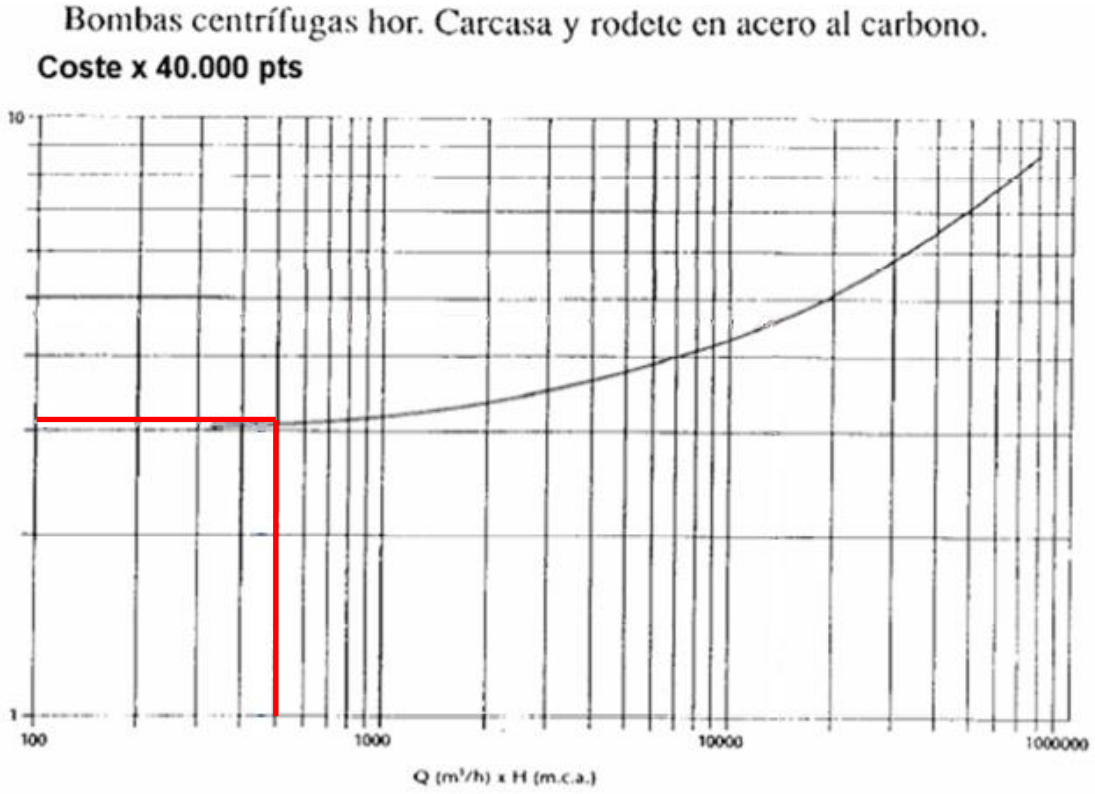
$$Ca\ (año\ 2014) = 86.800pts \cdot \frac{1597,7}{1061,9} = 130.597pts\ actuales = 785€\ actuales$$

El precio total de compra de la bomba P-1 asciende a unos setecientos ochenta y cinco euros, 785€.

3.5.2.- Estimación del coste de la bomba P-2

A continuación se detalla la estimación del coste de la bomba P-2, que es la bomba que impulsa la disolución de amina rica, procedente de la columna de absorción, hacía el separador gas-líquido de baja presión S-1. Para ello es necesario conocer los siguientes parámetros.

Gráfico 4



- Caudal volumétrico a impulsar: 11,01 m^3/h
- Carga que deba aportar la bomba: 44,9 m
- Q (m^3/h) · H (m) = 11,01 (m^3/h) · 44,9 (m) = 494,3 ≈ 500

$$P.C._{P-2}\,(base) = 40.000 \cdot 3{,}1 = 124.000\ pts\ de\ 1998$$

Según el "*Gráfico 4*" y teniendo en cuenta los parámetros anteriores, se obtiene un precio base de compra de la bomba P-2 de ciento veinticuatro mil pesetas de 1998, 124.000pts de 1998.

Ahora se aplican los factores de corrección correspondientes según la "*Tabla 2*".

$$P.C._{P-2} = P.C._{P-2}\,(base) \cdot f_d \cdot f_m \cdot f_t \cdot f_p$$

$$P.C._{P-2} = 124.000 \cdot 1{,}0 \cdot 1{,}0 \cdot 1{,}0 \cdot 1{,}3 = 86.800\ pts\ de\ 1998$$

Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total de la bomba P-2, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 1998): 86.800pts
- Ib (año 1998): 1061.9
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 86.800pts \cdot \frac{1597{,}7}{1061{,}9} = 130.597pts\ actuales = 785€\ actuales$$

El precio total de compra de la bomba P-2 asciende a unos setecientos ochenta y cinco euros, 785€.

3.5.3.- Estimación del coste de la bomba P-3

A continuación se detalla la estimación del coste de la bomba P-3, que es la bomba que impulsa la disolución de amina rica, procedente del separador gas-líquido de baja presión S-1, hacía la columna de destilación. Para ello es necesario conocer los siguientes parámetros.

- Caudal volumétrico a impulsar: 10,98 m^3/h
- Carga que deba aportar la bomba: 62,8 m
- Q (m^3/h) · H (m) = 10,98 (m^3/h) · 62,8 (m) = 689.5 ≈ 700

$$P.C._{P-3}\ (base) = 40.000 \cdot 3{,}1 = 124.000\ pts\ de\ 1998$$

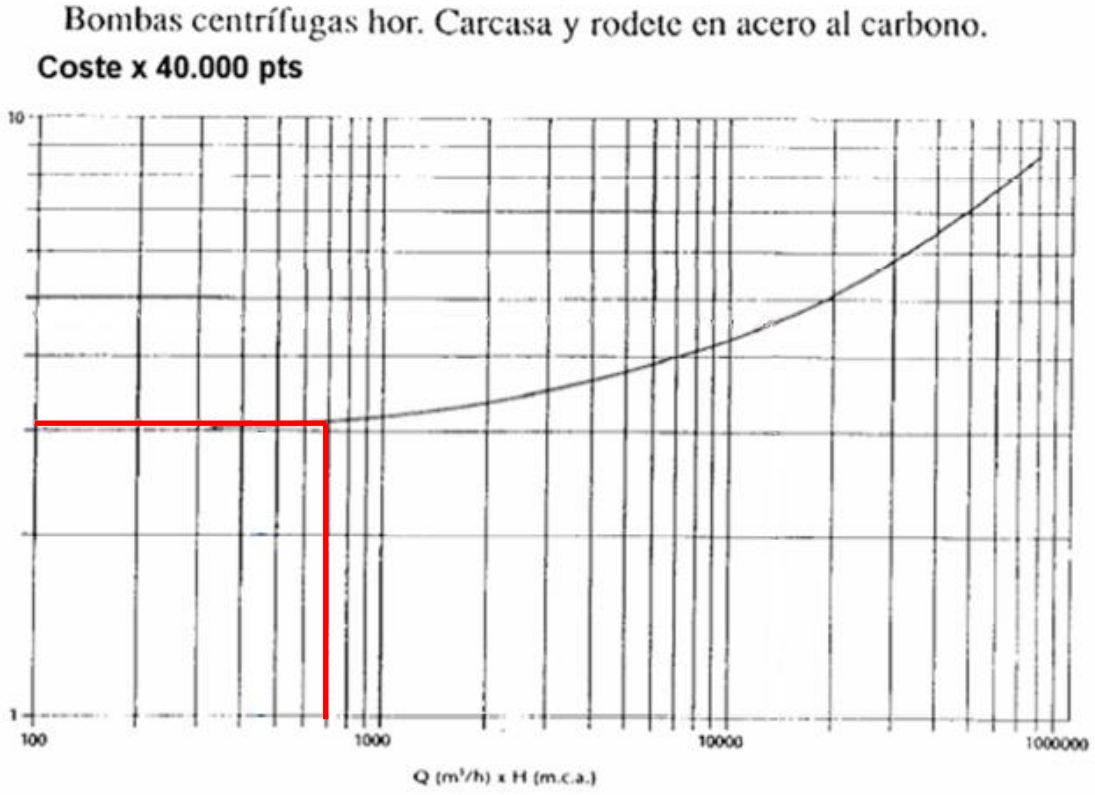
Según el "*Gráfico 4*" y teniendo en cuenta los parámetros anteriores, se obtiene un precio base de compra de la bomba P-3 de ciento veinticuatro mil pesetas de 1998, 124.000pts de 1998.

Ahora se aplican los factores de corrección correspondientes según la "*Tabla 2*".

$$P.C._{P-3} = P.C._{P-3}\ (base) \cdot f_d \cdot f_m \cdot f_t \cdot f_p$$

$$P.C._{P-3} = 124.000 \cdot 1{,}0 \cdot 1{,}0 \cdot 1{,}0 \cdot 0{,}7 = 86.800\ pts\ de\ 1998$$

Gráfico 4



Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total de la bomba P-3, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 1998): 86.800pts
- Ib (año 1998): 1061.9
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 86.800pts \cdot \frac{1597,7}{1061,9} = 130.597pts\ actuales = 785€\ actuales$$

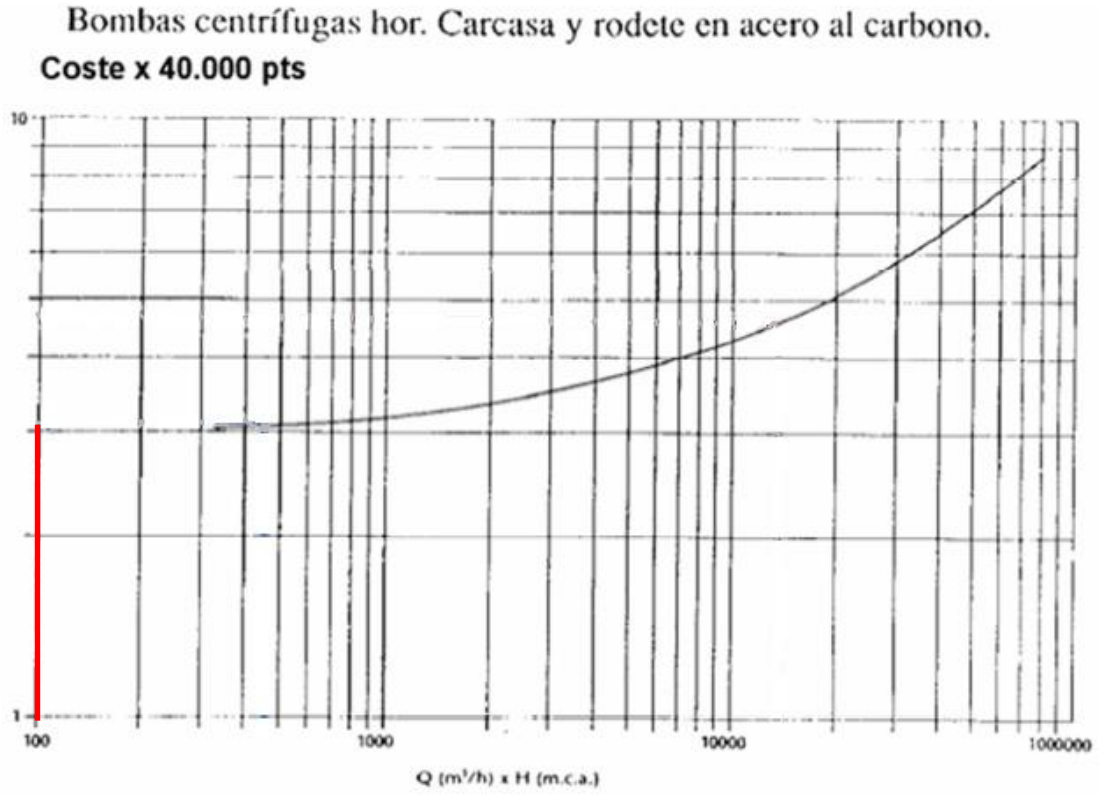
El precio total de compra de la bomba P-3 asciende a unos setecientos ochenta y cinco euros, 785€.

3.5.4.- Estimación del coste de la bomba P-4

A continuación se detalla la estimación del coste de la bomba P-4, que es la bomba que impulsa la corriente de reflujo que retorna a la cabeza de la columna de destilación desde el botellón de reflujo. Para ello es necesario conocer los siguientes parámetros.

- Caudal volumétrico a impulsar: 0,033 m^3/h
- Carga que deba aportar la bomba: 0,43 m
- Q (m^3/h) · H (m) = 0,033 (m^3/h) · 0,43 (m) = 0,014 ≈ 0

Gráfico 3



$P.C._{P-4}\,(base) = 40.000 \cdot 3 = 120.000\ pts\ de\ 1998$

Según el "*Gráfico 3*" y teniendo en cuenta los parámetros anteriores, se obtiene un precio base de compra de la bomba P-4 de ciento veinte mil pesetas de 1998, 120.000pts de 1998.

Ahora se aplican los factores de corrección correspondientes según la "*Tabla 2*".

$P.C._{P-4} = P.C._{P-4}\,(base) \cdot f_d \cdot f_m \cdot f_t \cdot f_p$

$P.C._{P-4} = 120.000 \cdot 1{,}0 \cdot 1{,}0 \cdot 1{,}0 \cdot 0{,}7 = 84.000\ pts\ de\ 1998$

Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total de la bomba P-4, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 1998): 84.000pts
- Ib (año 1998): 1061.9
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 84.000pts \cdot \frac{1597,7}{1061,9} = 126.384pts\ actuales = 760€\ actuales$$

El precio total de compra de la bomba P-4 asciende a unos setecientos sesenta euros, 760€.

3.5.5.- Estimación del coste de la bomba P-5

A continuación se detalla la estimación del coste de la bomba P-5, que es la bomba que impulsa la disolución de amina pobre, procedente de la columna de destilación, hacía el punto de mezcla de la amina pobre con la amina fresca. Para ello es necesario conocer los siguientes parámetros.

- Caudal volumétrico a impulsar: 7,83 m^3/h
- Carga que deba aportar la bomba: 20,06 m
- Q (m^3/h) · H (m) = 7,83 (m^3/h) · 20,06 (m) = 157,1 ≈ 160

$$P.C._{P-5}\ (base) = 40.000 \cdot 3 = 120.000\ pts\ de\ 1998$$

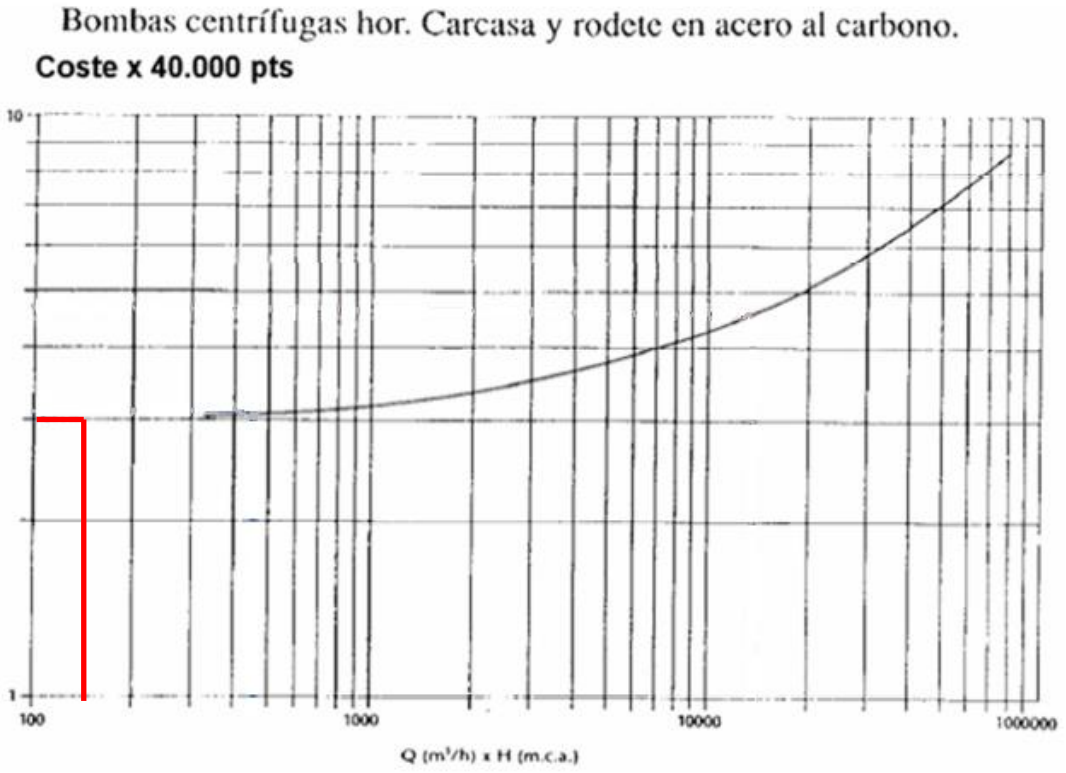
Según el "*Gráfico 3*" y teniendo en cuenta los parámetros anteriores, se obtiene un precio base de compra de la bomba P-5 de ciento veinte mil pesetas de 1998, 120.000pts de 1998.

Ahora se aplican los factores de corrección correspondientes según la "*Tabla 2*".

$$P.C._{P-5} = P.C._{P-5}\ (base) \cdot f_d \cdot f_m \cdot f_t \cdot f_p$$

$$P.C._{P-5} = 120.000 \cdot 1,0 \cdot 1,0 \cdot 1,0 \cdot 0,7 = 84.000\ pts\ de\ 1998$$

Gráfico 3



Pero este precio se encuentra en una divisa distinta al euro, por lo que habrá que realizar las conversiones pertinentes, además de tener en cuenta la inflación ya que los valores de dicha divisa corresponden a un año anterior.

La actualización del dinero en cuanto a la fecha se hace usando el método de Williams y Smith, ya explicado con anterioridad.

En el caso del coste total de la bomba P-4, los valores de los parámetros necesarios para la actualización de dicho coste serían los siguientes:

- Cb (año 1998): 84.000pts
- Ib (año 1998): 1061.9
- Ia (año 2014): 1597,7

$$Ca\ (año\ 2014) = 84.000pts \cdot \frac{1597,7}{1061,9} = 126.384pts\ actuales = 760€\ actuales$$

El precio total de compra de la bomba P-5 asciende a unos setecientos sesenta euros, 760€.

3.5.6.- Estimación del coste total de las bombas.

Teniendo en cuenta todos estos datos expuestos en los apartados anteriores, se dispone de la información necesaria para estimar el coste conjunto o total que supone la fabricación y montaje de las bombas.

$$P.C._{PUMPS} = 2 \cdot (P.C._{P-1} + P.C._{P-2} + P.C._{P-3} + P.C._{P-4})$$

$$P.C._{PUMPS} = 2 \cdot (785 + 785 + 785 + 760 + 760) = 2 \cdot 3.875 = 7.750€$$

El precio total de compra de las bombas es de aproximadamente siete mil setecientos cincuenta euros, 7.750€.

3.6.- Cálculo del P.C.E.

El P.C.E. se ha definido como el Purchase Cost of Equimpments, es decir, el precio total de los equipos. Se calcula como la suma de los precios individuales de cada unidad que conforma el proceso.

De esta forma:

$$P.C.E. = P.C._{C.A.} + P.C._{C.D} + P.C._{S1} + P.C._{S2} + P.C._{IC} + P.C._{PUMPS}$$

$$P.C.E. = 219.000 + 220.000 + 350.000 + 36.000 + 477.000 + 7.750 = 1.309.750€$$

El precio total de los equipos asciende a aproximadamente a un millón trescientos nueve mil setecientos cincuenta euros, 1.309.750€.

3.7.- Cálculo del PPC

Para el cálculo del P.P.C., que se define como el Physical Plant Cost, es decir, el coste total de la planta, han de tenerse en cuenta los factores de corrección mencionados en el apartado "2.1.- El conjunto de factores" y que aparecen cuantificados en la "*Tabla 1*".

Según muestra la "*Tabla 1*" el P.P.C. viene dado por la siguiente expresión:

$$P.P.C. = P.C.E. \times (1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5 + f_6 + f_7 + f_8 + f_9)$$

$$P.P.C. = 1.309.750 \cdot (1 + 0{,}4 + 0{,}7 + 0{,}2 + 0{,}1 + 0{,}15 + 0{,}5 + 0{,}15 + 0{,}05 + 0{,}15)$$

$$P.P.C. = 4.453.150€$$

El coste total de la planta sería de unos cuatro millones, cuatrocientos cincuenta y tres mil ciento cincuenta euros, 4.453.150€.

3.8.- Precio de ejecución por contrata

El precio de ejecución por contrata P.E.C., tiene en cuenta el beneficio industrial de la contrata que realiza la obra. Según la "*Tabla 1*" equivale al cinco por ciento 5% del coste físico de la planta o P.P.C.

De este modo:

$$P.E.C. = 0{,}05 \cdot P.P.C. = 0{,}05 \cdot 4.453.150 = 222.658€ \approx 222.660€$$

El coste de ejecución por contrata asciende a unos doscientos veintidós mil seiscientos sesenta euros, 222.660€.

3.9.- Honorarios profesionales

Los honorarios profesionales son los costes vinculados a la remuneración que reciben los profesionales que ejecutan la construcción y diseño de la planta, así como de los que supervisan dicha construcción. Es decir, es el sueldo destinado a los arquitectos e ingenieros. Según la "*Tabla 1*" constituyen un treinta por ciento 30% del coste físico de la planta.

$$H.P. = 0{,}30 \cdot P.P.C = 0{,}30 * 4.453.150 = 1.335.945€ \approx 1.336.000€$$

Los honorarios profesionales ascienden a un total de un millón trescientos treinta y seis mil euros, 1.336.000€.

3.10.- Impuesto sobre el valor añadido (I.V.A.)

El impuesto sobre el valor añadido o I.V.A. constituye un 18% del coste físico de la planta más el precio de ejecución por contrata. Su expresión es la siguiente:

$$I.V.A. = 0{,}18 \cdot (P.P.C. + P.E.C.) = 0{,}18 \cdot (4.453.150 + 222.660) = 841.646€$$

El I.V.A. asciende a un total de ochocientos cuarenta y un mil seiscientos cincuenta euros, 841.650€.

3.11.- Coste total de la planta

El coste total de la planta se calcula sumando todos los costes involucrados, que ya se han calculado, además de un coste de contingencia que constituye aproximadamente un diez por ciento del coste físico de la planta.

$$P.C._{TOTAL} = P.P.C + P.E.C. + H.P. + I.V.A. + Contingencia$$

$$P.C._{TOTAL} = 4.453.150 \cdot (1 + 0{,}1) + 222.660 + 1.336.000 + 841.650 = 7.298.780€$$

El coste total de la planta asciende a siete millones doscientos noventa y ocho mil ochocientos euros, 7.298.800€.

4.- AMORTIZACIÓN DE LA PLANTA.

La amortización contable del inmovilizado consiste en cuantificar el coste económico que tiene para la empresa la depreciación del inmovilizado que conforma su patrimonio. Así la dotación a la amortización del inmovilizado se transforma en un gasto contable que aminora el resultado de la empresa.

Cualquier activo fijo, bien material o inmaterial, que pasa a formar parte de la estructura de actividad de una sociedad sufre como consecuencia del paso del tiempo una depreciación o pérdida de valor. Esta pérdida de valor se puede producir por dos motivos:

- El bien se deteriora como consecuencia de su uso.
- El bien sufre una obsolescencia tecnológica como consecuencia de la aparición de nuevos equipos o procedimientos que dejan obsoleto nuestro activo.

Esta pérdida de valor de los activos que componen el inmovilizado de la empresa se plasma contablemente y fiscalmente aplicando una serie de ajustes en su valor, las denominadas amortizaciones.

Según el Real Decreto 1777/2004, de 30 de julio, por el que aprueba el Reglamento del Impuesto de Sociedades, se establecen el coeficiente lineal máximo de amortización y el periodo máximo para amortizar la planta.

Tabla 31

AGRUPACION 25. INDUSTRIAS QUIMICAS Y FARMACEUTICAS

	Coeficiente lineal máximo – Porcentaje	Período máximo – Años
1. Instalaciones de fabricación de ácidos inorgánicos	15	14
2. Instalaciones de electrolisis y electrosíntesis	15	14
3. Hornos reactores para síntesis inorgánicas	15	14
4. Hornos reactores para fusión	15	14
5. Instalaciones de síntesis orgánicas a altas presiones y/o temperaturas	15	14
6. Instalaciones de cloración, nitración y sulfonación	15	14
7. Otras instalaciones específicas y maquinaria operativa para procesos químicos	12	18

El capital amortizable se calcula como la diferencia entre el coste total de la planta y el valor residual de la misma. Dicho valor residual se define como el un activo fijo que estima cual será el valor de la planta una vez que deje de utilizarse. Normalmente suele se toma como valor residual un cinco por ciento 5% de coste total de la planta.

Coste de la planta (€)	7.298.800
% en valor residual	5,00%
Valor residual (€)	364.940
Capital amortizable (€)	6.933.860

Conociendo el capital amortizable y los datos suministrados por la "*Tabla 3*", se ha decidido amortizar la planta lo antes posible, siendo el periodo de amortización el mínimo posible sin rebasar el coeficiente lineal máximo, llevando a cabo una amortización lineal, en la que cada año se paga la misma dotación de amortización.

Coeficiente máx	12,00%
Dotación anual máx (€)	832.063,20
Años de amortización min (años)	8,33
Periodo de amortización (años)	9
Coeficiente	11,11%
Dotación de amortización (€)	770.351,85

Siendo el periodo de amortización de nueve años, 9 años, prácticamente el mínimo posible, se obtiene un coeficiente de amortización del once con once por ciento 11,11%, saliendo a pagar como dotación de amortización setecientos setenta mil trescientos cincuenta y uno con ochenta y cinco euros cada uno de los nueve años, 770.351,85€.

De este modo, el plan de amortización de la planta sería el siguiente:

Amortización lineal				
Año	**Valor pendiente (€)**	**Amortización (€)**	**Acumulada (€)**	**% Acumulado**
1	6.933.860,00	770.351,85	770.351,85	11,11%
2	6.163.508,15	770.351,85	1.540.703,69	22,22%
3	5.393.156,31	770.351,85	2.311.055,54	33,33%
4	4.622.804,46	770.351,85	3.081.407,38	44,44%
5	3.852.452,62	770.351,85	3.851.759,23	55,55%
6	3.082.100,77	770.351,85	4.622.111,08	66,66%
7	2.311.748,92	770.351,85	5.392.462,92	77,77%
8	1.541.397,08	770.351,85	6.162.814,77	88,88%
9	771.045,23	771.045,23	6.933.860,00	100,00%

Quedando la planta completamente amortizada en nueve años, 9 años.

UCA Universidad de Cádiz
Facultad de Ciencias
Decanato

Enología
Ingeniería Química
Matemáticas
Química

www.uca.es/ciencias
Campus de Puerto Real

Proyecto Fin de Carrera
Ingeniero Químico
Facultad de Ciencias

Diseño de una planta de aminas para el tratamiento de la corriente de hidrocarburos gaseosa procedente del reactor catalítico de lecho fluidizado (FCC) en refinería

Ángel Samuel Sáez Sáez

2015

