

Universidad de **Cádiz**

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

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Titulo: DISEÑO DE UN REACTOR QUÍMICO
PARA LA SÍNTESIS DE BENCENO

Autora: María del Pilar MOYANO MOLINA

Fecha: Febrero 2012





DOCUMENTOS DEL PROYECTO

DOCUMENTO 1: MEMORIA

MEMORIA DESCRIPTIVA

ANEXOS A LA MEMORIA

DOCUMENTO 2: PLANOS

DOCUMENTOS 3: PLIEGO DE CONDICIONES

DOCUMENTOS 4: PRESUPUESTO

DOCUMENTO 1: MEMORIA

MEMORIA DESCRIPTIVA

ÍNDICE

<u>CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN</u>	1
1.1 La Petroquímica.....	1
1.2. Obtención de aromáticos a partir del petróleo.....	2
1.3. Etapas del desarrollo petroquímico	3
1.4. Materia base de la industria petroquímica.....	4
1.5. La petroquímica en España	5
1.6. Aplicaciones del benceno	7
1.7. Aplicaciones del ciclohexano	10
1.8. Proceso de Hidrodesalquilación térmica	12
1.9. Descripción del proceso HDA.....	14
<u>CAPÍTULO 2. OBJETO Y JUSTIFICACIÓN</u>	17
2.1. Objeto	17
2.2. Justificación.....	19
<u>CAPÍTULO 3. VIABILIDAD DEL PROYECTO</u>	22
3.1. Introducción.....	22
3.2. Viabilidad técnica.....	22
3.3. Viabilidad económica	24
3.4. Viabilidad legal	25
3.4.1. Legislación.....	25
3.4.2. Normativa.....	27
<u>CAPÍTULO 4. UBICACIÓN Y DISTRIBUCIÓN EN PLANTA</u>	28
4.1. Ubicación.....	28
4.2. Consideraciones medioambientales.....	29
4.3. Suministros a la planta.....	31
4.3.1. Suministro de materias primas	31

4.3.1. Suministro de energía	32
4.3.2. Suministro de agua	32
4.4. Disposición en Planta.....	32
<u>CAPÍTULO 5. MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS</u>	34
5.1. Introducción.....	34
5.2. Tolueno	34
5.2.1. Proceso de obtención	34
5.2.2. Aplicaciones	35
5.2.3. El tolueno en la línea de producción	36
5.3. Hidrógeno	36
5.3.1. Proceso de obtención	36
5.3.2. Aplicaciones	38
5.3.3. El hidrógeno en la línea de producción	38
5.4. Metano	38
5.4.1. Procesos de obtención	39
5.4.2. Aplicaciones	39
5.4.3. Características de la corriente de alimentación de metano.....	39
5.5. Productos de reacción.....	40
5.6. Difenilo.....	40
5.6.1. Aplicaciones	41
5.7. Benceno	41
5.8. Condensado de alta presión	42
5.9. Vapor de alta presión.....	42
<u>CAPÍTULO 6. INTERCAMBIADORES DE CALOR</u>	44
6.1. Introducción.....	44
6.2. Criterios para la selección de equipos de intercambio de calor	44
6.2.1. Tipos de intercambiadores de calor	45
6.2.2. Elección del tipo de intercambiador	49
6.3. Norma constructivas de los intercambiadores de calor	49

6.4. Asignación general de los flujos.....	53
6.5. Intercambiador de calor IC-01.....	53
6.5.1. Características de corrientes y selección de trayectoria de flujo	54
6.5.2. Diseño de los elementos constitutivos del IC-01	55
6.5.3. Aislamiento del intercambiador	58
6.5.4. Datos de diseño del intercambiador IC-01	59
6.6. Intercambiador de calor IC-02.....	60
6.6.1. Características de corrientes y selección de trayectoria de flujo	60
6.6.2. Diseño de los elementos constitutivos del IC-02	61
6.6.3. Aislamiento del intercambiador	64
6.6.4. Datos de diseño del intercambiador IC-02.....	65
<u>CAPÍTULO 7. DISEÑO DEL HORNO</u>	66
7.1. Introducción.....	66
7.2. Normativa	67
7.2. Descripción general del un horno de procesos	67
7.3. Criterios de selección del equipo.....	68
7.3.1. Tipos de hornos de proceso	68
7.3.2. Selección del tipo de horno para la planta.....	72
7.4. Combustible utilizado y exceso de aire	73
7.4.1. Poder Calorífico.....	74
7.4.2. Cantidades de gas natural y aire	75
7.5. Elementos constitutivos	76
7.5.1. Tubos	76
7.5.2. Quemadores	78
7.5.3. Chimenea y sistema de tiraje	78
7.5.4. Recuperadores de calor.....	79
7.5.5. Sistema de control	80
7.6. Temperaturas del fluido y de los gases de combustión	80
7.7. Diseño del horno.....	81

7.7.1. Dimensiones del horno	82
7.7.2. Diseño de la sección de radiación	83
7.7.3. Diseño de la sección de convección	84
7.7.4. Diseño de la chimenea	86
<u>CAPÍTULO 8. PROCESO DE REACCIÓN</u>	88
8.1. Introducción.....	88
8.2. Criterio de diseño y selección.....	88
8.3. Condiciones de operación.....	90
8.4. Cinética de la reacción.....	92
8.5. Caracterización de las corrientes	93
8.6. Unidades de reacción.....	94
8.6.1. Diseño de los elementos constitutivos de los reactores.....	95
8.6.2. Aislamiento de los reactores.....	97
8.6.3. Datos de diseño de los reactores.....	97
<u>CAPÍTULO 9. DEPÓSITOS DE ALMACENAMIENTO DE TOLUENO</u>	99
9.1. Introducción.....	99
9.2. Códigos aplicables	99
9.3. Criterios de elección de los equipos	100
9.4. Dimensiones de los depósitos	102
9.5. Elementos constitutivos del depósito de almacenamiento	103
9.5.1. Fondo	103
9.5.2. Cuerpo	103
9.5.3. Techo flotante	104
9.5.4. Techo fijo.....	104
9.6. Cimentación.....	105
9.7. Accesorios	105
9.8. Cubeto de retención.....	107

<u>CAPÍTULO 10. SISTEMA DE CONDUCCIONES, BOMBAS Y ACCESORIOS</u>	109
10.1. Introducción.....	109
10.2. Sistema de conducción	109
10.3. Uniones de las secciones de los tubos	112
10.4. Accesorios de las conducciones	112
10.5. Válvulas	114
10.5.1. Válvulas de corte de flujo.....	114
10.5.2. Válvulas de regulación	117
10.5.3. Válvulas de seguridad.....	119
10.5.4. Válvulas de control.....	119
10.5.5. Válvulas en la línea de proceso	119
10.6. Sistema de impulsión.....	120
10.6.1. Bombas utilizadas en la línea de procesos	121
10.6.2. Bombas centrífugas	122
10.6.3. Características de las bombas B-01 y B-02.....	123
 <u>CAPÍTULO 11. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN</u>	 124
11.1. Introducción.....	124
11.2. Sistema de control	124
11.2.1. Control asociado al depósito de almacenamiento. Lazo 01.	126
11.2.2. Control asociado al cambiador de calor para tolueno. Lazo 03. .	126
11.2.3. Control e instrumentación asociada al horno H-01	128
11.2.4. Control e instrumentación asociada al reactor.....	129
11.2.5. Control asociado al intercambiador de calor IC-02. Lazo 11.....	131
11.2.6. Control sobre reducción de presión del H ₂ . Lazo 12.....	132
 <u>CAPÍTULO 12. MANTENIMIENTO</u>	 133
12.1. Introducción.....	133
12.2. Mantenimiento.....	134
12.2.1. Funciones de mantenimiento.....	134

12.3. Tipos de mantenimiento	135
12.3.1. Mantenimiento correctivo.....	136
12.3.2. Mantenimiento preventivo.....	136
12.3.3. Mantenimiento predictivo.....	137
12.3.4. Mantenimiento productivo total (MPT)	138
12.4. Política de mantenimiento.	139
12.5. Mantenimiento de los equipos de la planta	140
12.5.1. Reactores	140
12.5.2. Intercambiadores de calor.....	141
12.5.3. Horno de procesos	141
12.5.4. Control de los depósitos de almacenamiento	142
12.5.5. Bombas	143
12.5.6. Instrumentación	143
12.5.7. Válvulas	143
12.5.8. Extintores.....	144
12.6. Puesta en marcha.....	144
<u>CAPÍTULO 13. SEGURIDAD E HIGIENE</u>	146
13.1. Introducción.....	146
13.2. Legislación aplicable	146
13.3. Análisis de riesgos	146
13.3.1. Riesgo químico	147
13.3.2. Riesgo físico	149
13.3.3. Riesgo eléctrico	156
13.3.4. Riesgos por maquinaria y herramientas.....	159
<u>CAPÍTULO 14. EVALUACIÓN DEL IMPACTO MEDIOAMBIENTAL</u>	161
14.1. Introducción.....	161
14.2. Marco legal	162
14.3. Sistema de Gestión Ambiental	162
14.4. Estudio del proyecto	163

14.4.1. Descripción de la planta	163
14.4.2. Localización.....	163
14.4.3. Fases de Estudio del Impacto Ambiental de la planta.....	164
14.5. Impacto ambiental en la línea de presente proyecto.....	169
14.5.1. Impacto de emisiones atmosféricas	169
14.5.2. Impactos por vertidos líquidos	170
14.5.3. Generación de residuos.....	172
14.5.4. Impacto por ruidos.....	172
14.6. Propuestas de medidas protectoras y correctivas	172
14.6.1. Corrección del impacto por emisiones atmosféricas	172
14.6.2. Corrección del impacto por vertidos líquidos	173
14.6.3. Corrección del impacto por residuos	174
14.6.4. Corrección del impacto por ruidos	174
14.7. Programa de vigilancia ambiental	175
14.7.1. Vigilancia del impacto causado por obra civil	175
14.7.2 Emisiones atmosféricas	175
14.7.3. Efluentes líquidos	175
14.7.4. Residuos.....	176
14.7.5. Ruidos	176
<u>CAPÍTULO 15. BIBLIOGRAFÍA.....</u>	<u>177</u>

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

1.1 La Petroquímica

Si eliminamos los combustibles fósiles de la humanidad, la civilización industrial moderna dejaría de existir. Con los combustibles fósiles se calientan las casas y oficinas, se mantiene el funcionamiento de fábricas y transporte, se iluminan las ciudades, se cultivan los alimentos, se construyen edificios con materiales hechos de combustibles fósiles, se tratan enfermedades, se almacenan los excedentes en contenedores de plástico y embalajes hechos con los mismos y se manufactura ropa y aparatos domésticos. Prácticamente todos los aspectos de la vida moderna extraen su energía de los combustibles fósiles, derivan materialmente de ellos o reciben su influencia.

El desarrollo de la química moderna después de casi 50 años ha demostrado que el petróleo es la materia prima ideal para la síntesis de la mayor parte de los productos químicos de gran consumo. El petróleo está formado por una gran variedad de compuestos que presentan todas las estructuras carboniladas posibles, lo que permite acrecentar aún más las posibilidades de nuevos productos.

Es aquí cuando nace la petroquímica. La petroquímica comprende la elaboración de todos aquellos productos químicos que se derivan de los hidrocarburos del petróleo y el gas natural y a su vez estos hidrocarburos se transforman en otros productos derivados de aplicación en otros sectores de consumo.

La industria petroquímica es una plataforma fundamental para el crecimiento y desarrollo de importantes cadenas industriales como son la textil y del vestido; la automotriz y del transporte; la electrónica; la de construcción; la de los plásticos; la de los alimentos; la de los fertilizantes; la farmacéutica y la química, entre otras.

1.2. Obtención de aromáticos a partir del petróleo

La necesidad de producir aromáticos a partir del petróleo surgió con la segunda Guerra Mundial, debido a la enorme demanda de tolueno para producir trinitrotolueno (TNT), llamado comúnmente dinamita.

Anteriormente, el tolueno se producía a partir del carbón mineral, pero esta industria fue insuficiente para satisfacer las demandas del mercado, lo que obligó a desarrollar procesos de producción y extracción de tolueno contenido en las fracciones del petróleo.

Después de la guerra, se mantuvo el mercado de los hidrocarburos aromáticos debido al desarrollo de los plásticos, detergentes, y una serie de productos sintéticos, además de la demanda creciente de gasolina de alto octano.

El benceno, el tolueno y los xilenos se encuentran en la gasolina natural en mínimas concentraciones, por lo que resulta incoachable su extracción.

Por lo tanto, para producirlos se desarrolló el proceso denominado de desintegración o reformado catalítico, cuya materia prima de carga es la gasolina natural o nafta pesada, cuyo alto contenido de parafinas lineales y cíclicas (naftenos) constituye el precursor de los aromáticos.

Este proceso, también llamado "*platforming*", usa como catalizador platino soportado sobre alúmina.

Los productos líquidos de la reacción se someten a otros procesos en donde se separan los aromáticos del resto de los hidrocarburos.

Para separar los aromáticos entre sí, se puede utilizar cualquiera de los métodos siguientes: destilación azeotrópica, destilación extractiva, extracción con solvente, adsorción sólida, y cristalización.

1.3. Etapas del desarrollo petroquímico

La industria petroquímica emplea ante todo como materias primas básicas las olefinas y los aromáticos obtenidos a partir del gas natural y de los productos de refinación del petróleo. Los dos grupos más importantes son las olefinas y los aromáticos: el etileno, propileno, butilenos, y algunos pentenos entre las olefinas, y el benceno, tolueno y xilenos como hidrocarburos aromáticos.

Sin embargo, en algunos casos, la escasa disponibilidad de estos hidrocarburos debido al uso alterno que tienen en la fabricación de gasolina de alto octano ha obligado a la industria a usar procesos especiales para producirlos.

Por lo tanto, si se desea producir petroquímicos a partir de los hidrocarburos vírgenes contenidos en el petróleo, es necesario someterlos a una serie de reacciones, según las etapas siguientes:

1. Transformar los hidrocarburos vírgenes en productos con una reactividad química más elevada, como por ejemplo el etano, propano, butanos, pentanos, hexanos etc., que son las parafinas que contiene el petróleo, y convertirlos en etileno, propileno, butilenos, butadieno, isopreno, y en los aromáticos ya mencionados.
2. Incorporar a las olefinas y a los aromáticos obtenidos en la primera etapa otros heteroátomos tales como el azufre, el oxígeno, el nitrógeno, etc., obteniéndose así productos intermedios de segunda generación. Es el caso del etileno, que al reaccionar con oxígeno produce acetaldehído y ácido acético.

3. Efectuar en esta etapa las operaciones finales que forman los productos de consumo. Para ello se precisan las formaciones particulares de modo que sus propiedades correspondan a los usos que prevén. Conjugando los productos básicos e intermedios. Su diversidad es asombrosa y alcanza una casi infinita variedad de productos habituales de consumo: fibras, cauchos, plásticos, detergentes, pinturas, barnices, abonos, anticongelantes, perfumes, explosivos, aislantes, envases, etc.

Algunos ejemplos de esta tercera etapa son los poliuretanos, los cuales, dependiendo de las formulaciones específicas, pueden usarse para hacer colchones de cama, salvavidas, o corazones artificiales. Las resinas acrílicas pueden servir para hacer alfombras, plafones para las lámparas, prótesis dentales y pinturas.

Otro caso típico es el del acetaldehído que se produce oxidando etileno y que encuentra aplicación como solvente de lacas y resinas sintéticas, en la fabricación de saborizantes y perfumes, en la manufactura de pieles artificiales de tintas, cementos, películas fotográficas y fibras como el acetato de celulosa y el acetato de vinilo.

Esta clasificación tiene numerosas excepciones, a veces, por ejemplo, se reduce el número de etapas para hacer el producto final.

1.4. Materia base de la industria petroquímica

Las principales materias base son: gas natural, las olefinas ligeras (etileno, propileno y butenos) y los aromáticos.

Para obtener estas materias la industria petroquímica utiliza los procedimientos del “cracking” (ruptura de moléculas pesadas en moléculas

más ligeras) y el “reformado” (modificación de la estructura molecular del hidrocarburo).

- Del etileno se producen un gran número de derivados: polietileno, cloruro de vinilo, compuestos clorados, óxidos de etileno, monómeros de estireno, etc., que se utilizan para fabricar plásticos, recubrimientos, moldes, etc.
- Del propileno se producen: alcohol isopropílico, polipropileno y acrilonitrilo, cuya mayor aplicación está en la industria de disolventes, pinturas y fibras sintéticas.
- Por deshidrogenación de butenos, o como subproducto del proceso de fabricación de etileno se obtiene el 1,3-butadieno, que es una materia prima fundamental en la industria de los elastómeros para la fabricación de llantas, sellos, etc.
- Una cadena fundamental en la industria petroquímica se basa en los aromáticos BTX (benceno, tolueno y xilenos). El benceno es la base de producción de ciclohexano (y de la industria del nailon) y de cumeno (base de la producción industrial de acetona y fenol). Los xilenos son el inicio de diversas cadenas petroquímicas, principalmente las de las fibras sintéticas.

1.5. La petroquímica en España

La utilización del petróleo y el gas natural como fuentes de productos petroquímicos ha sido posible gracias al desarrollo de técnicas de transformación de su estructura molecular. El crecimiento de la demanda de los productos petroquímicos se ha debido al desplazamiento de las materias primas tradicionales por las nuevas materias sintéticas:

En la industria textil las nuevas fibras sintéticas suplen a la lana; y con los nuevos tintes se tienen mayores posibilidades que con los pigmentos anteriormente conocidos.

En la industria del caucho existen nuevos productos con iguales propiedades y, a veces, superiores a las del caucho natural; y en la industria de envases y embalajes se trabaja con el polietileno como alternativa al cristal y al celofán de la construcción, con plásticos para la construcción, por su gran resistencia a la corrosión y a las inclemencias del tiempo.

Ello ha animado a las empresas españolas a invertir en esta industria. En España se destaca la producción plásticos y de Nylon 6 y nylon 6,6, cuya producción de éste último deriva de una serie de productos intermedios obtenidos a partir del ciclohexano, el cual se obtiene a su vez a partir de benceno.

La siguiente tabla muestra las empresas ubicadas en España y qué producción tienen:

Tabla 1.1. Principales empresas petroquímicas en España

Empresa	(M€)	Plantilla	Lugar	Productos
CEPSA	18.400	10.900	Ca, H	Benceno. Tolueno. Xilenos. Propileno. Ciclohexano. Anhídrido ftálico y málico. Ácido fumárico.
Cepsa Química ✓ Ertisa ✓ Interquisa ✓ Petresa	1.400	1.000	Ca, H	Fenol. Acetona. Cumeno. Metil-estireno. Dimetil-formamida. Dimetil-acetamida. Ácido tereftálico. Tereftalato de dimetilo. Ácido isoftálico. LAB. LABS. Parafinas lineales.
Dow Chemical Ibérica	1.350	900	Ta	Etileno. Propileno. Isobutileno, Fracción C4.
Repsol YPF	49.400	35.200	Ta, CR	Etileno. Propileno. Benceno. Fracción C4. MTBE.
Repsol Química	2.250	1.360	Ta, CR	Butadieno. Acrilonitrilo. Aceto-cianhidrina. Metacrilato de metilo. Estireno. Óxido de propileno. Propilenglicol.

CEPSA y Repsol YPF son las únicas que se dedican a la producción de benceno. CEPSA dedica la mayor parte de su producción de benceno a la fabricación de detergentes (LAB y LABS) dentro de Petresa; Repsol YPF por su parte destina la producción de benceno en su mayoría a la producción de Estireno.

Tabla 1.2. Producción de benceno

Fabricantes españoles	Producción (t/año)	Localización
Repsol YPF	275.000	Puertollano (Ciudad Real) y la Poble de Mafumet (Tarragona)
Cepsa	350.000	San Roque (Cádiz) y Palos de la Frontera (Huelva)
Total	615.000	

Y empresas que se dedique a la producción de ciclohexano son solo dos: CEPSA y Quality Chemicals. Pero el producido es exportado a distintos países para la donde se transforma principalmente en ciclohexanona (precursor del Nylon 6 y Nylon 6,6).

1.6. Aplicaciones del benceno

Se ha utilizado el benceno como solvente en la industria farmacéutica y química y como aditivo de gasolina. También se usa en la fabricación de tinturas, detergentes, explosivos, caucho, plásticos y productos farmacéuticos. Pero mayoritariamente como material de inicio e intermedio en la síntesis de diversos químicos y los principales usos son en la producción de etilbenceno, cumeno y ciclohexano.

Sus productos derivados son:

Estireno

La fabricación de estireno es el mayor uso del benceno. El monómero de estireno se obtiene por cracking catalítico de etilbenceno. Los principales usos del estireno son para plásticos, pinturas, y recubrimientos de látex de caucho sintético, poliésteres, y recubrimientos alquidáticos a base de poliestireno. En estos usos el poliestireno se polimeriza para formar homopolímeros o copolímeros de acrilonitrilo, butadieno, anhídrido maleico y glicoles.

Ciclohexano

El ciclohexano, que se usa principalmente para fabricar nylon, es el segundo mayor consumidor de benceno. El nylon 6,6 es el de mayor importancia, se obtiene a partir de ácido adípico y hexametildiamina. El nylon 6 se deriva de la caprolactama. Aunque estos tipos de intermediarios para nylon se obtienen a partir de ciclohexano, existen también otros métodos.

Fenol

El fenol sintético es el tercer mercado en importancia del benceno. Se utilizan cinco procesos diferentes, cumeno, sulfonación, clorobenceno, Rasching (de la hulla) y ácido benzoico. Más del 60% se fabrica por el proceso de cumeno. Todos estos métodos, excepto el de ácido benzoico, parten de benceno como materia prima. El proceso de ácido benzoico usa tolueno como compuesto aromático de partida.

Las resinas fenólicas son el mayor consumidor de fenol. Sus principales usos son los adhesivos para maderas terciadas y como resinas de moldeo.

Entre los otros productos del fenol se incluyen la aspirina, fenoles alquilados, fenoles clorados y caprolactama.

Alquilatos detergentes

Los alquilbencenos son intermediarios en la fabricación de detergentes, los principales son dodecilbenceno y tridecilbenceno. Para preparar detergentes sintéticos se hacen reaccionar olefinas- α u olefinas internas con benceno para formar el alquilbenceno, éste se sulfona, se neutraliza, se mezcla con aditivos y se seca en escamas.

Anhídrido maleico

Este se usa para preparar resinas poliéster, alquidálicas, productos químicos agrícolas, aceites secantes para encolado de papel y resinas de estireno-anhídrido maleico.

Anilina

Esta se obtiene por tres procesos; dos parten de nitrobenceno como intermediario y el tercero a partir de clorobenceno.

En la actualidad, casi el 50% de la anilina se consume en la fabricación de productos de caucho como los derivados de tiazol. El uso de anilinas en los isocianatos depende de la fabricación de poliuretanos rígidos, en especial para aislamientos. Otros usos importantes de la anilina son los colorantes, las medicinas y productos medicinales veterinarios.

Otros derivados del benceno

Otros productos derivados del benceno de gran importancia son clorobenceno, diclorobenceno, nitrobenceno y resorcinol. El nitrobenceno se utiliza en la obtención de anilina y como disolvente. El clorobenceno y

diclorobenceno se preparan por cloración directa o por oxiclорación. El clorobenceno se usa en la fabricación de colorantes de azufre como el negro de azufre, medicamentos, perfumes y como disolvente.

El *o*-diclorobenceno se usa principalmente como disolvente o agente de limpieza, en especial para desengrasado de metales. Cuando se purifica y estabiliza, es útil como fluido de transferencia de calor en el intervalo 150-260 °C.

El *p*-diclorobenceno se usa como protector de la lana contra la polilla y en las pastillas sanitarias. Su presión de vapor y su olor agradable lo hacen muy adecuado para este propósito.

El resorcinol se obtiene por el proceso de sulfonación-hidrólisis y por oxidación de *m*-diisopropilbenceno. Se usa en la industria de fabricación de neumáticos automotrices en forma de una resina de resorcinol-formaldehído para adherir las cuerdas al caucho. Este es un adhesivo especialmente efectivo para cuerdas de poliéster y fibra de vidrio. Otros usos de esta resina son como adhesivo para madera que se utiliza principalmente para laminados. Se usa algo de resorcinol en la síntesis de absorbentes ultravioleta, colorantes y algunos productos farmacéuticos tales como cremas para la piel, jabones medicinales y preparaciones antisépticas para la boca o garganta.

1.7. Aplicaciones del ciclohexano

Como ya se ha descrito, uno de los productos derivados más importantes del benceno es el ciclohexano y éste a su vez se usa principalmente para producir nylon.

Los nylons son las más resistentes y duras de todas las fibras y también son estables al calor, de modo que es posible hilarlas por fusión. Se trata de sustancias hidrofóbicas por lo que secan con rapidez después de someterlas a procesos de lavado.

Gracias a la alta resistencia a la tensión, elasticidad y a la abrasión, constituyen productos ideales para la fabricación de: cables, cuerdas para neumáticos, prendas de vestir para usos rudos, pantimedias, medias y alfombras.

En la actualidad el nylon 6,6 y el nylon 6 constituyen la casi totalidad del nylon producido para la obtención de fibras con destino a la industria textil.

El nylon se llama nylon 6,6, porque cada unidad repetitiva de la cadena polimérica, tiene dos extensiones de átomos de carbono, cada una con una longitud de seis átomos de carbono. Otros tipos de nylon pueden tener diversos números de átomos de carbono en estas extensiones.

Se fabrica nylon 6,6 generalmente haciendo reaccionar el ácido adípico con la hexametilén diamina.

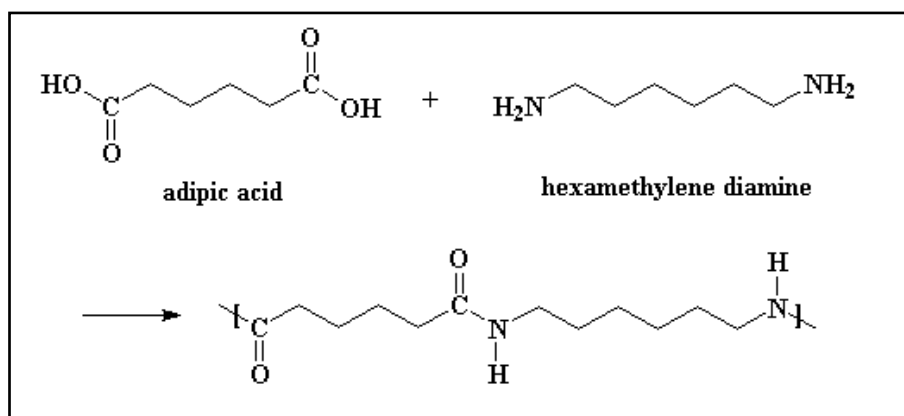


Fig.1.1. Esquema de la estructura de nylon 6,6

Otra clase de nylon es el nylon 6. Es muy parecido al nylon 6,6, excepto que tiene sólo un tipo de cadena carbonada, de seis átomos de largo.

Se hace a partir del monómero caprolactama, por medio de una polimerización por apertura de anillo.

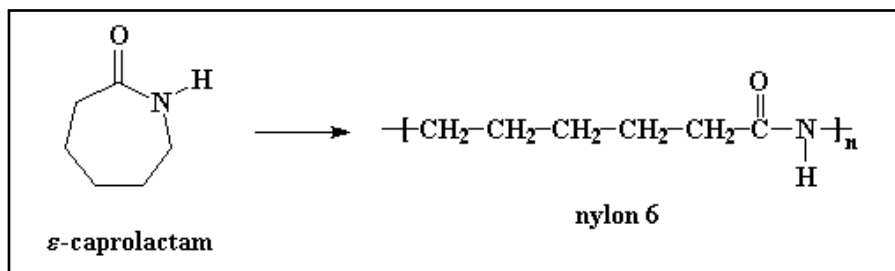


Fig.1.2. Esquema de la estructura de nylon 6

El nylon 6 no se comporta de manera diferente al nylon 6,6. La única razón por la que se fabrican los dos tipos, es porque *DuPont* patentó el nylon 6,6 y otras compañías tuvieron que inventar el nylon 6 para poder entrar en el negocio del nylon. Si bien es cierto, tienen puntos de fusión diferentes.

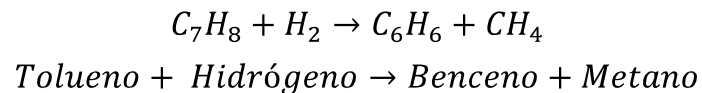
1.8. Proceso de Hidrodesalquilación térmica

La hidrodesalquilación térmica (HDA de sus siglas en inglés, *Hydrodealkylation*) es un proceso desarrollado por Atlantic Refining Co. conjuntamente con Hydrocarbon Research Inc.

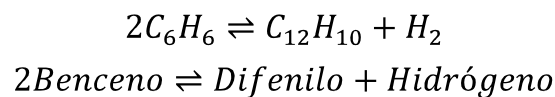
Este proceso consiste en la reacción no catalítica en estado gas a alta temperatura de tolueno con hidrógeno para la producción de benceno y metano como producto secundario. Es una reacción fuertemente exotérmica.

La reacción se lleva a cabo con exceso de hidrógeno para minimizar las reacciones secundarias y evitar la formación de puntos calientes donde se puede producir coque.

A altas temperaturas el hidrógeno consigue separar el grupo metil del tolueno formando metano con el mismo y formándose benceno.



Pese al exceso de hidrógeno no se puede evitar la presencia de una reacción secundaria. Esta reacción es la dimerización del benceno para la formación de difenilo.



Además el benceno y el tolueno pueden reaccionar para formar varias combinaciones de difenilos.

Las condiciones para que la reacción se lleve a cabo son:

- ❖ Estar en un intervalo de temperatura de entre 620 °C a 712 °C y a una presión de 500 *psia*, es decir, unas 34 a 35 *bar*.
- ❖ La relación de hidrógeno/tolueno ha de ser de 5/1.
- ❖ El reactor debe disponer de un sistema de refrigeración para evitar una subida de temperatura dada la reacción exotérmica.
- ❖ El efluente del reactor, que contiene, benceno, tolueno, hidrógeno, metano y difenilo, ha de ser enfriado rápidamente a fin de evitar la formación de coque.

La selectividad de la reacción juega un papel importante porque está íntimamente ligada a la conversión. Suprimiendo las velocidades de la

formación de otros productos no deseados, la conversión se verá desfavorecida.

1.9. Descripción del proceso HDA

A nivel industrial, el proceso de Hidrodesalquilación Térmica, puede diferenciarse en las siguientes etapas.

Fase de acondicionamiento de los reactivos

Para que se lleve el proceso de Hidrodesalquilación es necesario que la reacción química esté en unas condiciones altas de presión y temperatura y en estado gaseoso. Dados estos requerimientos, la alimentación de tolueno fresco sale de los depósitos de almacenamiento y mediante un sistema de bombeo, se conseguirá tolueno a la presión requerida para después ser sometido a un proceso de evaporación donde además de obtenerlo en estado gas, habrá aumentado su temperatura.

A su vez, el hidrógeno procedente de la Refinería, será acondicionado para elevar su temperatura y bajar su presión. Ambos reactivos deben encontrarse a la misma temperatura y presión para introducirlos en el sistema de reacción, por ello se hace uso de un horno de procesos para alcanzar la temperatura deseada.

Fase de reacción

En esta fase, un sistema de reactores tubulares no catalíticos lleva a cabo el proceso HDA. El equipo, donde se dará la reacción fuertemente exotérmica, debe tener un sistema de refrigeración para evitar subidas de temperaturas.

El efluente gaseoso del reactor contiene benceno como producto principal, tolueno, hidrógeno, metano y difenilo.

Una vez llevada a cabo la reacción, es necesario enfriar la corriente de productos. Para ello, ésta cederá el calor a las corrientes por donde fluyen los reactivos a través de intercambiadores de calor, consiguiendo de esta manera un proceso integrado energéticamente.

Fase de estabilización

Bajada su temperatura, se conduce a un separador de fases, donde la mayor parte de hidrógeno y el metano son separados de los aromáticos. Esta corriente podría ser recirculada a la alimentación del sistema pero el metano constituye una impureza que acompaña al hidrógeno y por ende no puede acumularse en el reciclo del hidrógeno, por lo que debe ser purgada.

La corriente de aromáticos, que arrastra aún cierto porcentaje de los compuestos livianos, hidrógeno y metano, es dirigida hacia una columna estabilizadora, que terminará la separación completa de los antedichos.

Fase de separación de aromáticos. Obtención de productos

La corriente de productos que ya solo contiene benceno, tolueno y difenilo es separada por medio de dos columnas de rectificación.

En la primera, es separado el producto principal, el benceno, objeto de la planta de hidrodeshalquilación. En ella, se obtiene por cabezas el benceno con una alta pureza y por colas se obtiene una mezcla de tolueno y difenilo, que es conducida a la segunda columna de separación.

En esta segunda torre, se separa el tolueno, que sale por cabeza de columna y el difenilo, que sale por colas. La corriente de tolueno podrá ser recirculada a la planta para su reaprovechamiento en el sistema de reacción.

El tolueno arrastra una pequeña cantidad de difenilo y benceno, el cual sirve para facilitar la selectividad, de la que se hablaba, de la reacción que tiene lugar.

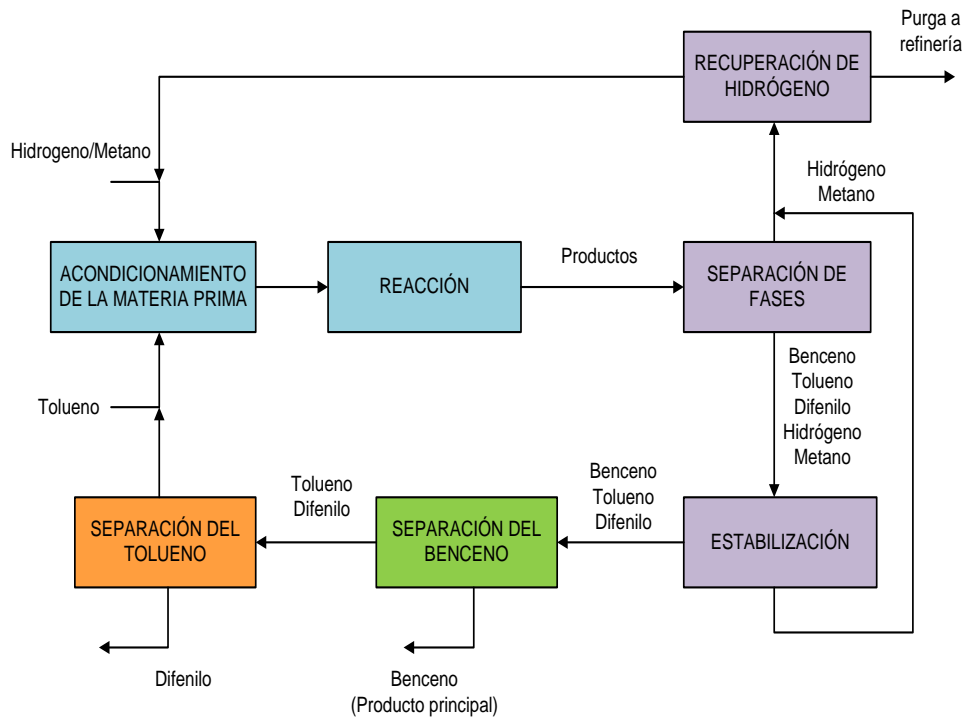


Fig.1.4. Esquema del proceso HDA

CAPÍTULO 2. OBJETO Y JUSTIFICACIÓN

2.1. Objeto

El presente Proyecto Fin de Carrera tiene como objeto principal el diseño de un reactor químico tubular isotérmico para producir 551.217 toneladas·año⁻¹ de Benceno a partir de un proceso de Hidrodesalquilación Térmica. Dicho proceso realiza una síntesis donde se utiliza una alimentación compuesta por Tolueno y una mezcla gaseosa de Hidrógeno y Metano de manera que se trabaje con una relación 5:1.

Este proyecto se enmarca dentro de la primera línea de producción de una planta donde se lleva a cabo el proceso completo. Donde además de diseñar el sistema de reacción como unidades principales, se llevarán a cabo el diseño de los equipos para el acondicionamiento de los reactivos tales como, dos intercambiadores de calor, un horno y elementos auxiliares como depósitos, válvulas y bombas.

La planta se ubica dentro de la Refinería Cepsa Gibraltar-San Roque en el término municipal de San Roque. Debido a la demanda de Benceno que la refinería requiere y dadas sus características como planta industrial, se agrega este proceso abasteciendo así dicho producto.

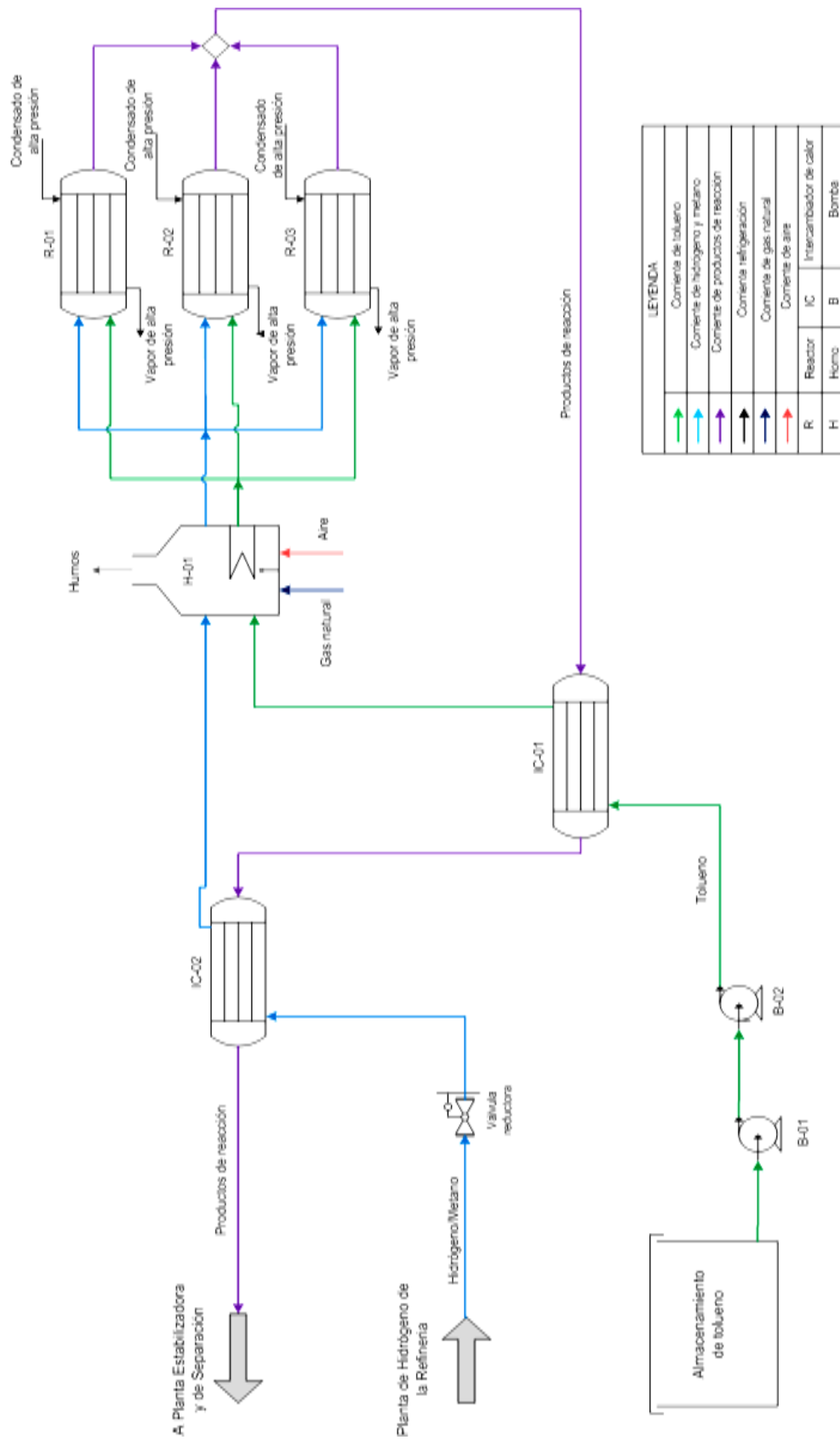


Fig. 2.1. Diagrama del proceso de producción de benceno

2.2. Justificación

El presente Proyecto Fin de Carrera surge ante la necesidad en la que se encuentra la Planta de Ciclohexano diseñada en el Proyecto Fin de Carrera realizado por *D^a María Esther Camacho Monje* y *D^a Rocío Parrado Bolaño* titulado “**Diseño de un proceso para la obtención de ciclohexano**” aprobado por la comisión el 27 de octubre de 2.008 y defendido en junio de 2.009. En éste se diseña una línea de producción de ciclohexano con una capacidad de 500.000 toneladas al año a partir de benceno e hidrógeno integrada dentro de la refinería de Gibraltar-San Roque.

La línea de proceso que se diseña en dicho proyecto se divide en tres partes. La primera que es la zona de almacenamiento que comprende el diseño de los depósitos de la materia prima y del producto y el de los sistemas de impulsión desde el tanque hasta los reactores. Una segunda etapa de reacción que incluye además de los reactores los equipos propios para el acondicionamiento de los reactivos. Y una última etapa de purificación y acondicionamiento donde se diseña un separador de fases gas líquido y dos columnas de destilación multicomponente para purificar el producto obtenido de reacción.

El hidrógeno del que hace uso procede de la planta de Guadarranque, planta de Cepsa en San Roque que produce Ácido Tereftálico purificado (PTA) y Ácido Isoftálico purificado (PIPA), y otros procesos de refinería. El benceno, sin embargo, se obtiene de dos maneras posibles. La primera sería mediante transporte marítimo, suministrada por la industria *DOW Chemical*. La otra opción procede de la unidad de sulfonación de refinería. Para la línea de proceso de producción de ciclohexano se requiere benceno tan puro como sea posible, de bajo contenido en azufre y tolueno.

La partida de benceno que se compra a una empresa externa es de 60.000 toneladas al año. Por ello, para satisfacer esta demanda se procede a

instalar una línea de Hidrodesalquilación Térmica de tolueno en el presente proyecto.

Éste es entonces el objetivo que se lleva a cabo, el diseño de las unidades para producir benceno y así abastecer a la refinería de Cepsa en San Roque. Pero no es el benceno que se obtiene directamente de la salida de la unidad de reacción de este proyecto, sino el obtenido por el resultado de la elaboración conjunta de cuatro Proyectos Fin de Carrera.

La primera línea que se presenta aquí, conlleva el diseño de las unidades de reacción para producir benceno. Los productos, que se obtienen en el proyecto, se condensan parcialmente (benceno, tolueno y difenilo son menos volátiles y se condensan antes) de manera que se pueda dividir en una corriente líquida y otra gas en un separador de fases. Aquí se extrae hidrógeno y metano por cabezas y una corriente líquida por colas. Esta última corriente, aunque contiene principalmente benceno, tolueno y difenilo, también arrastra parte de hidrógeno y metano y todo es dirigido a una columna estabilizadora que extraerá por cabezas el hidrógeno y el metano. Por colas, en la estabilizadora, se obtendrá una corriente a 1 bar que tendrá que ser enfriada hasta los 60 °C compuesta por benceno, tolueno y difenilo.

Este proceso es llevado a cabo en el Proyecto Fin de Carrera realizado por *D^o Miguel Felipe Alcántara* y aprobado por la Comisión el día 21 de diciembre del 2010 y cuyo título final fue “**Diseño de una estabilizadora para tratar los productos de reacción resultantes del proceso de hidrodesalquilación térmica**” Éste fue presentado en junio de 2011.

Dichos productos de colas se llevan a una columna de rectificación donde se obtiene por cabezas el benceno con la pureza deseada (99.97%) y por colas se consigue una mezcla de tolueno y difenilo.

Es en este proceso donde la cantidad de benceno que se obtiene cubrirá la demanda de la planta de ciclohexano. Su diseño corre a cargo de *D^a Juliana Jiménez Tocino* en el proyecto “**Diseño de una columna de rectificación para la separación de benceno a partir de una mezcla de benceno, tolueno y difenilo**” aprobado por la comisión el 14 de diciembre de 2009.

Pero hay entonces una segunda columna de rectificación que sirve para separar el difenilo del tolueno, que sale por colas de la primera columna, para así lograr su venta o poder recircular ambos productos y conseguir aprovechar las corrientes y un considerable ahorro energético. En ella el difenilo sale por colas y el tolueno sale por cabeza a 1 *bar* y unos 88 °C. Este proyecto lo llevó a cabo *D^o Ignacio Gutiérrez Gamero* con título “**Diseño de una columna de rectificación para la purificación de tolueno a partir de una mezcla tolueno-difenilo-benceno**”, aprobado por la comisión el día 8 de febrero de 2010 y defendido en noviembre de 2010.

Por ello, a falta de la primera línea de producción de benceno que conforma la unidad de reacción y los equipos de acondicionamiento de los reactivos, se procede en adelante al diseño del mismo; pues cada uno de los proyectos descritos junto al anunciado forman parte de la línea de producción de benceno en la planta que se situará dentro de la refinería de Gibraltar-San Roque.

CAPITULO 3. VIABILIDAD DEL PROYECTO

3.1. Introducción

En el presente capítulo se estudia la viabilidad del Proyecto Fin de Carrera desde tres frentes:

- Viabilidad técnica
- Viabilidad económica
- Viabilidad legal

3.2. Viabilidad técnica

Los principales métodos utilizados para la transformación de tolueno en benceno pueden clasificarse en tres grandes grupos: desalquilación, desproporción y métodos combinados. Para la elección del método más adecuado, se presenta la descripción de los mismos con sus ventajas e inconvenientes.

Desproporción

Es el llamado proceso *Tatoray*. Aunque se puede trabajar a menores temperaturas gracias al empleo de catalizadores como las zeolitas, que además son de larga duración, no es apto para ser empleado en este caso, dado que entre sus productos principales se encuentran los xilenos, no requeridos en este proyecto y lo que supondría la disminución en la conversión de tolueno a benceno.

Desalquilación catalítica

A pesar de que presenta ciertas ventajas, como la disminución de la presión en el proceso o el menor consumo de hidrógeno, se descarta

también este método por presentar inconvenientes, principalmente aquellos problemas que se derivan del uso de catalizadores, ya sea por los costes que se generan por su degradación o por el tiempo de parada que requiere. Esto a menudo supone la instalación de un reactor auxiliar para la regeneración del mismo. Por otro lado, este tipo de procesos presenta problemas innecesarios de estabilidad y actividad de los catalizadores a altas temperaturas.

A este método pertenecen los procesos llamados *Detol* y *Hydeal*.

Métodos combinados

Se descartan también estos métodos, puesto que la alimentación requerida por estos procesos no está compuesta únicamente por tolueno.

Hidrodessalquilación térmica

Todo lo anteriormente descrito, justifica que el proceso elegido para la obtención de benceno a partir de tolueno, sea la hidrodessalquilación térmica.

Las ventajas que se obtienen con este método es que presenta una gran selectividad y no es necesario purificar el hidrógeno que viene de planta. Además si se recirculara el difenilo una vez separado aumentaría el rendimiento del proceso, pues esto evitaría problemas con la selectividad de la reacción. Tampoco es necesario el uso de catalizadores y ello no supondrá ninguna unidad de reacción adicional y, por consiguiente, una alta inversión en el mismo.

La hidrodessalquilación térmica es un proceso donde el reactor es isotérmico y no catalítico, con conversiones que varían desde un 35 hasta un 98% bajo condiciones de operación de 35 *bar* de presión y de 890 a 985 *K* de temperatura.

La cinética de la reacción es de primer orden con respecto al tolueno. Durante el proceso, las reacciones secundarias que ocurren son la producción de difenilos, que determinarán la selectividad global a benceno.

La alimentación es precalentada hasta la temperatura de reacción e introducida al reactor. Tras la reacción, el efluente resultante se enfría y estabiliza para pasar a una serie de columnas de fraccionamiento donde se separan el difenilo y el tolueno y obteniéndose el benceno puro.

Si se tuviera en cuenta además de esta planta de reacción, la de estabilización y las dos de separación, se podría recircular los productos, tanto el tolueno como el hidrógeno aumentando la rentabilidad de la misma.

3.3. Viabilidad económica

En cualquier proceso productivo existen una serie de costes y beneficios, estos van a quedar recogidos en el *Documento n°4* del presente proyecto (Presupuesto).

Para la elaboración del análisis de los costes, se han tenido en cuenta las siguientes partidas:

- Costes de fabricación:

Son la compra de materias primas (Coste de la alimentación a la planta) y los costes de los servicios auxiliares (Agua de refrigeración, electricidad etc.).

- Honorarios de proyecto
- Costes de inmovilizado

Son los costes derivados de las unidades del proceso incluyendo el coste de su montaje.

En cuanto a los beneficios generados por la planta, estos serán los correspondientes al valor que le da Refinería a la alimentación de la planta de hidrogeno y a la planta de benceno, más los beneficios por la venta de vapor producido en la planta.

3.4. Viabilidad legal

La viabilidad legal viene determinada por la legislación y normativa que el proyecto debe cumplir, tanto a nivel de los productos, como a nivel del proceso de obtención de benceno.

El presente Proyecto cumple todas las normativas vigentes vinculadas con los aspectos tratados en el mismo, no existiendo ninguna legislación que afecte al Proyecto impidiendo su ejecución ni operación cuando la planta esté en marcha.

3.4.1. Legislación

La legislación aplicable en el presente Proyecto Fin de Carrera es:

- **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.
- **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.
- **Real Decreto 1124/2000**, de 16 de Junio, por el que se modifica el Real Decreto 665/1992, de 12 de Mayo, sobre la protección de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición a agentes cancerígenos durante el trabajo (B.O.E. núm. 145 de 17 de Junio de 2000).

3.4.2. Normativa

La normativa que se aplica al proyecto ha sido la siguiente:

- Código ASME en sus diferentes secciones (1999)
- Norma API estándar 560 (1998)
- Norma API estándar 650 (2001)
- Normas ASME Sección VIII. División 1 (2004)
- Normas UNE, ANSI e ISO

CAPITULO 4. UBICACIÓN Y DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

4.1. Ubicación

La planta de Hidrodesalquilación Térmica se ubica en el recinto de la Refinería de Gibraltar, propiedad de CEPSA, situada en el término municipal de San Roque (Cádiz).

Como se justificaba, esta planta se instala para abastecer a la Planta de Producción de Ciclohexano que compra el benceno porque la Refinería no produce lo suficiente. Esta planta se localizó también integrada dentro de la Refinería, por lo que es preciso escoger el mismo emplazamiento para minimizar aspectos tales como el transporte de materia de un lugar a otro.

Pero además la ubicación dentro de los terrenos de la Refinería Gibraltar – San Roque, fue elegida por su idónea situación atendiendo a los siguientes criterios:

- Se minimiza del impacto sobre zonas pobladas en sus proximidades.
- Está próxima a la de Subestación Pinar del Rey propiedad de Red Eléctrica de España, S.A., con capacidad para evacuar la energía eléctrica generada.
- Existe una proximidad de puntos de abastecimiento de combustible, en este caso un ramal de gasoducto Magreb-Europa.
- Por la proximidad de puntos de abastecimiento de agua para refrigeración, en este caso la Bahía de Algeciras.
- Por su integración con la Refinería Gibraltar, consumidora de vapor de agua, y suministradora del combustible alternativo y otros servicios.

Por su parte la comunicación por carretera de cara al comercio interior es también 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.

También la disponibilidad de un muelle de carga y descarga de productos le da una gran versatilidad a la salida de los mismos hacia el exterior y por lo tanto abre una puerta al mercado exterior.



Fig. 4.1. Vista aérea de la Refinería Cepsa Gibraltar-San Roque

4.2. Consideraciones medioambientales

La dinámica existente en la Bahía de Algeciras viene determinada principalmente por cuatro factores:

- Precipitaciones
- El viento
- Las temperaturas
- El suelo

El primero de los factores, la lluvia, es generalmente consecuencia de la aparición de frentes de densidad con aportes fluviales masivos sin que

sea continuo. Las precipitaciones más frecuentes son debidas a descargas de los frentes nubosos procedentes del Océano Atlántico.

Se pueden establecer los siguientes periodos a lo largo del ciclo anual:

- Una estación húmeda que abarca desde principios de diciembre hasta finales de abril, con una media del 49% de las precipitaciones anuales.
- Un periodo intermedio que comprende mayo y gran parte de junio donde la evaporación supera ligeramente la precipitación, y aporta el 26% de las precipitaciones anuales.
- Una estación seca desde finales de junio hasta octubre.
- Un periodo intermedio desde octubre a diciembre que suponen el 25% de las precipitaciones.

Estos porcentajes no serán un problema para el diseño de la planta.

Tampoco lo serán las temperaturas que soporta Gibraltar. Ni son muy calurosas en verano ni muy frías en invierno con el consecuente ahorro energético.

En la siguiente tabla se aprecian las temperaturas máximas, mínimas y medias medidas desde la Estación Meteorológica de Los Barrios.

Tabla 4.1. Máximas, mínimas y medias de la temperatura en la estación meteorológica de Los Barrios

Temperatura media anual	17 °C
Temperatura media máxima	20,5 °C
Temperatura media de las máximas del mes más cálido	27,6 °C
Temperatura máxima absoluta	35,9 °C
Temperatura media de las mínimas	13,5 °C
Temperatura media de las mínimas del mes más frío	8,2 °C
Temperatura media absoluta	1,2 °C

Por otro lado, los dos vientos predominantes en el estrecho de Gibraltar son el levante y el poniente, siendo sus velocidades medias normalmente inferiores a los 80 *km/h*, aunque con rachas de hasta 180 *km/h*.

Estos vientos no sólo afectan a la salida y entrada de suministros por el muelle, sino que también ha de tenerse en cuenta a la hora del diseño de las unidades.

En cuanto al suelo se refiere, éstos presentan un grado de erosión moderado. Los dos tipos de suelos más característicos de la zona son la tierra parda forestal, en la zona de las Sierras, y el lehm margoso, que ocupa la zona de las colinas.

El suelo es muy impermeable y de drenaje difícil. El pH es alcalino y el contenido en materia orgánica aceptable.

4.3. Suministros a la planta

El proceso completo de Hidrodesalquilación Térmica estará integrado dentro de la Refinería. Es la propia refinería la que se encarga de aportar las líneas auxiliares necesarias, así como de recibir los productos secundarios del proceso descrito.

4.3.1. Suministro de materias primas

El suministro de hidrógeno llega a la refinería por la red de gasoductos proveniente del norte de África.

Y el tolueno se compra ya que en la propia refinería no se produce. En España es en la empresa Cepsa La Rábida (Huelva) la que produce tolueno.

4.3.1. Suministro de energía

El suministro de Gas Natural (combustible) al horno de procesos se hace por medio de un ramal del gasoducto Magreb – Europa, gestionado por ENAGAS, hasta la entrada a la planta (Estación de Regulación y Medida).

El suministro eléctrico estará garantizado por la propia refinería, la cual dispone de los medios necesarios de producción eléctrica mediante plantas de cogeneración y una planta de ciclo combinado anexa a las instalaciones de la refinería. Parte de la electricidad que se genera en la refinería se vierte a la red de Alta Tensión gestionada por Red Eléctrica Española mediante dos líneas aéreas de salida de 400 KV a la subestación “Pinar del Rey”.

4.3.2. Suministro de agua

El agua que se utiliza en esta línea es para la refrigeración de los reactores. Esta agua está condensada y es de alta presión y lo suministra la propia refinería.

4.4. Disposición en Planta

La línea de producción que se pretende diseñar conlleva la disposición de los siguientes equipos:

- 3 reactores
- 2 intercambiadores de calor
- 1 horno
- 4 bombas
- 4 depósitos en un cubeto de retención

En el *Plano n° 2* del presente Proyecto Fin de Carrera, se han expuesto las distancias mínimas que deben tener entre equipos.

Los reactores se tratan de intercambiadores de calor dispuestos en paralelo y entre ellos debe de existir una distancia de 1,5 *m*. Se debe respetar además 1,5 *m* más la distancia de los tubos para poder desmontar el equipo en caso de parada por mantenimiento o cambio de piezas.

Para los intercambiadores de calor IC-01 e IC-02 distan entre sí con los mismos criterios que para los reactores.

El horno se debe dejar por cuestiones de seguridad 15 *m* de la fuente de peligro (reactores) pero lo más próximo a él en la dirección del flujo para minimizar el coste que supondría el aislante que evite las pérdidas de calor en la tubería de acceso al mismo.

Para hornos con una altura superior a 3,5 *m*, como es el caso, se deben colocar plataformas a esa altura. Una vez colocada la primera plataforma, las siguientes se colocan cada 2 *m* de altura.

Las bombas distarán entre sí 2 *m* y la que está antes del IC-01, deberá como mínimo separarse 3 *m* de éste.

Con respecto a los tanques de almacenamiento, según especificaciones de Refinería, la distancia mínima entre tanques adyacentes dentro del área de procesos será como mínimo la del diámetro del mayor de ellos. La distancia mínima desde la envolvente de un tanque al muro del cubeto será como mínimo la altura máxima que el líquido tiene en el propio tanque. Y la distancia desde el cubeto de retención a cualquier otro equipo de procesos será como mínimo de 9 metros.

CAPÍTULO 5. MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS

5.1. Introducción

En este capítulo se procede a la caracterización de las materias primas (tolueno, hidrógeno y metano) de la línea de proceso de producción de benceno, así como de la descripción del producto principal y subproductos.

Además se describen las características más importantes de las líneas de servicios generales: vapor de alta presión y agua de condensación.

Todo lo referente a las propiedades de los compuestos en su estado natural se encuentra en las fichas de seguridad adjuntas.

5.2. Tolueno

A temperatura y presiones ordinarias, el tolueno, cuya fórmula química es C_7H_8 , es un líquido incoloro, inflamable de viscosidad baja con un olor similar a los disolventes de pintura.

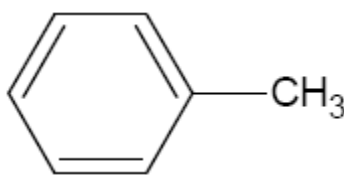


Fig. 5.1. Estructura química

5.2.1. Proceso de obtención

El tolueno que se produce en Europa proviene a partes iguales de dos materias primas: los reformados y la gasolina pirolítica.

Generalmente, el tolueno es producido junto con benceno, xilenos y aromáticos de la serie C9 mediante reformado catalítico de naftas de entre C6-C9. El producto reformado es extraído para separar la mezcla de benceno, tolueno, xileno y aromático C9, los cuales son luego separados mediante fraccionamiento.

La principal fuente de tolueno es el reformado catalítico de corrientes de refinería. Esta fuente supone un 79% del total del tolueno producido. Además, sobre 16% es separado por pirólisis de la gasolina producida en craqueo durante la manufactura de etileno y propileno.

5.2.2. Aplicaciones

El tolueno tiene mucha menor demanda que el resto de compuestos aromáticos, por lo que se transforma en benceno y xilenos por hidrodeshalquilación térmica y transalquilación. Además se utiliza como materia prima alternativa para la producción de caprolactama vía ácido benzoico.

La mayor parte del tolueno se utiliza para producir benceno, fenol y diisocianato de tolueno, cuya importancia comercial está en la producción de poliuretanos (por ejemplo, para espumas flexibles, plásticos y pinturas para muebles, automóviles y productos de consumo).

El tolueno forma parte de numerosos procesos industriales importantes. La hidrogenación de tolueno produce metilciclohexano, un disolvente de grasas, aceites y caucho. El trinitrotolueno (TNT) es el mayor componente de numerosos explosivos. La producción de trinitrotolueno requiere la nitración completa del tolueno, que puede ser utilizado para el uso de ácido nítrico.

5.2.3. El tolueno en la línea de producción

En la planta de procesos se encuentra almacenado en tanques de acero al carbono a la temperatura de 20 °C.

Tabla 5.1. Características de la corriente de tolueno

	Tolueno
Presión (bar)	1
Temperatura (°C)	20
Densidad (kg/m ³)	867
Peso molecular (kg/kmol)	92,141
Fracción molar de vapor	0
Caudal molar (kmol/h)	1630,561
Caudal másico (kg/h)	150241,53

5.3. Hidrógeno

El hidrógeno se encuentra mayoritariamente en la naturaleza en forma molecular formando parte de gases, de la molécula de agua y de multitud de compuestos orgánicos. Este hecho se debe fundamentalmente, a su elevada reactividad prácticamente en cualquier entorno.

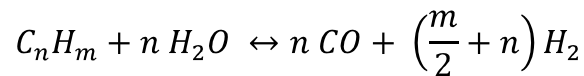
5.3.1. Proceso de obtención

La generación previa de “gas de síntesis” (CO y H₂), seguida de la eliminación del CO formado, que a su vez proporciona más hidrógeno en la denominada “reacción de desplazamiento”, es el fundamento de todos los procesos de obtención.

El “gas de síntesis” puede obtenerse por medio de dos procedimientos principales, que se comentan a continuación:

- Reformado con vapor de agua

La materia prima, a elevada temperatura y presión moderada, se mezcla con vapor de agua y se hace pasar a través de un lecho de catalizador:



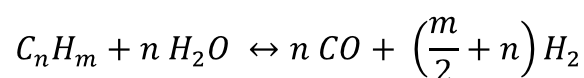
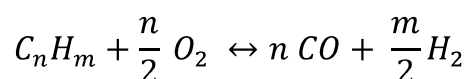
El hidrocarburo ha de estar en forma gaseosa y exento de impurezas que pudiesen desactivar los catalizadores (azufre entre otras).

Estas restricciones sobre calidad y estado físico limitan el número de corrientes que pueden ser utilizadas como alimentación: gas natural, GLP y naftas, y en raras ocasiones queroseno ligero, todas ellas de relativo alto precio, son las opciones disponibles.

A causa de la elevada absorción de calor en la reacción endotérmica, la preparación industrial se realiza en hornos tubulares; el catalizador, habitualmente a base de Ni, está contenido en el interior de los tubos calentados exteriormente.

- Oxidación parcial

La reacción principal consiste en la combustión incompleta, en presencia de vapor de agua, de cualquier sustancia que contenga carbono orgánico. El vapor de agua también reacciona con la alimentación (reacción de reformado) y actúa de moderador de la combustión parcial, de forma que, controlando su dosificación, se estabiliza la temperatura en el reactor:



5.3.2. Aplicaciones

El hidrógeno puede emplearse dentro de dos vertientes bien diferenciadas:

- En los procesos de obtención de productos industriales tales como la síntesis de amoníaco y fundamentalmente en las instalaciones de una refinería. En esta última, además, hay que distinguir entre el consumo de hidrógeno en reacciones propiamente dichas y el de aportación a las unidades como materia prima de proceso.
- El papel del hidrógeno como fuente de energía alternativa y renovable, tanto por medio de una conversión directa de su energía química en electricidad a través de la pila combustible, como la combustión directa en motores alternativos o turbinas de gas.

5.3.3. El hidrógeno en la línea de producción

El hidrógeno utilizado como alimentación para la planta a estudio, proviene de la misma Refinería. Presenta las siguientes características en la línea de producción:

Tabla 5.2. Características de la corriente de hidrógeno

	Hidrógeno*
Presión (bar)	37
Temperatura (°C)	37,82
Peso molecular (kg/kmol)	92,141
Fracción molar de vapor	1
Caudal molar (kmol/h)	8152,805
Caudal másico (kg/h)	16436,055

*Nota: La corriente de hidrógeno que se utiliza en la planta contiene un 5% de metano.

5.4. Metano

El metano, cuya fórmula química es CH_4 , forma parte de la corriente de hidrógeno. Su proporción en la misma es de un 5%.

El metano es el hidrocarburo más sencillo presente en la naturaleza. Éste se encuentra formando parte mayoritaria del gas natural y en el crudo de petróleo en distintas proporciones dependiendo de la naturaleza del mismo.

5.4.1. Procesos de obtención

Una buena parte del metano que se produce en la actualidad procede del gas natural, aunque también puede sintetizarse a través de los gases de refinería obtenidos por medio de un proceso de destilación del petróleo donde se separan las distintas fracciones contenidas en el crudo. Siendo así, la primera fracción y la más volátil está compuesta por el metano.

5.4.2. Aplicaciones

En la industria química, el metano es la materia prima elegida para la producción de hidrógeno, metanol, ácido acético y anhídrido acético. Cuando se emplea para producir cualquiera de estos productos químicos, el metano se transforma primero en gas de síntesis, una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno, mediante reformación por vapor. (Véase *apartado 5.3.1*).

5.4.3. Características de la corriente de alimentación de metano

Tabla 5.3. Características de la corriente de Metano

	Metano
Presión (bar)	37
Temperatura (°C)	37,82
Peso molecular (kg/kmol)	16,04
Fracción molar de vapor	1
Caudal molar (kmol/h)	407,640
Caudal másico (kg/h)	6539,773

5.5. Productos de reacción

Cuando se lleva a cabo el proceso de hidrodeshalquilación térmica del tolueno, se obtiene además de benceno, difenilo. Este es un producto de la segunda reacción. Esta corriente contiene además, el tolueno no reaccionante, hidrógeno y metano.

Las características de la corriente de productos son las siguientes:

Tabla 5.4. Características de la corriente de productos

	Productos
Presión (bar)	34,5
Temperatura (°C)	702
Densidad media (kg/m ³)	7,194
Fracción molar de vapor	1
Caudal molar (kmol/h)	10191,007
Caudal másico (kg/h)	173217,35,4
Fracción molar por componente	
Benceno	0,079
Tolueno	0,08
Hidrógeno	0,721
Metano	0,110
Difenilo	0,0004

5.6. Difenilo

El difenilo o bifenilo (C₁₂H₁₀) es un sólido a temperatura ambiente cuyo color varía de blanco a amarillo y se presenta en forma de hojuelas o sólidos cristalinos (como la arena), de olor agradable y característico.

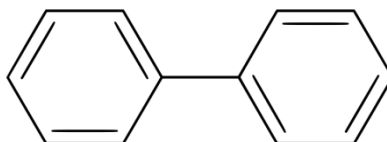


Fig. 5.2 Estructura química

El difenilo forma parte de la corriente de productos de la planta, concentrándose en un 0,04%.

5.6.1. Aplicaciones

Se usaba principalmente para la industria conservante de frutas cítricas, para protegerlas del moho, especialmente contra el *Penicillium* en suspensiones acuosas (ya que es insoluble) tanto en la fruta como en contenedores o envoltorios. Pero según la directiva 2009/10/CE de la comisión del 13 de febrero de 2.009, ya no se autoriza el uso del difenilo como agente conservante en alimentación debido a sus propiedades tóxicas y cancerígenas (conservante E-230).

También se usa para la síntesis de difenilos policlorados y polibromados. Los difenilos policlorados actúan como congelantes y los difenilos polibromados son retardantes de fuego.

5.7. Benceno

A temperatura ambiente, el benceno (C_6H_6) es un líquido incoloro o amarillo claro con olor dulce y aromático. Es altamente inflamable. Se volatiliza muy rápido en el aire y se disuelve poco en agua por sus características no polares, aunque es muy soluble en la mayoría de solventes orgánicos.

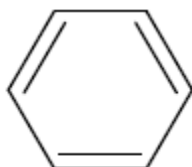


Fig. 5.3. Estructura química

El benceno está presente en el aire, agua y suelo, y como su densidad es menor a la del agua, en medio acuático, permanece en la superficie de

ésta. El que se encuentra en el ambiente proviene tanto de procesos naturales como de actividades humanas. Las fuentes naturales incluyen volcanes e incendios forestales. El benceno también es componente natural del petróleo crudo y la gasolina.

En el presente proceso, el benceno es el producto principal de la planta de reacción. Se encuentra en un 7,9% del total producido.

Todo lo referente a sus usos y aplicaciones se habló ya en el *Capítulo 1* del presente proyecto y sus datos se encuentran en la ficha de seguridad correspondiente.

5.8. Condensado de alta presión

Esta corriente de agua de condensado de alta presión viene directamente de la Refinería y se utiliza para la refrigeración de los tres reactores. Presenta las siguientes características:

Tabla 5.5. Datos de la corriente de condensado de alta presión

	Condensado alta P
Presión (bar)	39,65
Temperatura (°C)	249,6
Peso molecular (kg/kmol)	18,015
Fracción molar de vapor	0
Caudal molar (kmol/h)	1377,606
Caudal másico (kg/h)	24817,58

5.9. Vapor de alta presión

Este es un subproducto obtenido gracias al aprovechamiento de energía que se lleva a cabo en la planta. Su valor es tanto económico como medioambiental, ya que se utiliza gran parte de la energía que antes se desechaba.

El vapor de alta presión que se va a producir en la planta tiene una presión próxima a los 39,65 *bar*. Para su obtención se bombea agua de la

red de condensado de alta presión de refinería a los reactores diseñado para dicho fin.

Tabla 5.6. Datos de la corriente de vapor de alta presión

	Condensado alta P
Presión (bar)	39,65
Temperatura (°C)	250,3
Peso molecular (kg/kmol)	18,015
Fracción molar de vapor	1
Caudal molar (kmol/h)	1377,606
Caudal másico (kg/h)	24817,58

CAPÍTULO 6. INTERCAMBIADORES DE CALOR

6.1. Introducción

En este presente Proyecto Fin de Carrera se requiere por un lado evaporar la corriente de tolueno, a la que ya se ha aumentado la presión por medio de bombas, y por otro se necesita calentar la corriente de hidrógeno y metano a la que, por el contrario, se le reduce la presión, ya que viene de la Refinería a mayor presión de la requerida.

En cualquier caso ambas corrientes han de subir su temperatura a 580 K, antes de su entrada al horno H-01. Para ello, se utiliza como corriente calefactora el efluente de los reactores. Corriente que ha de ser enfriada lo antes posible y que utilizándola como calefactora, se pueda aprovechar energéticamente.

En este capítulo se pretende justificar el uso de los intercambiadores elegidos, además de mostrar las bases de diseño y los datos obtenidos. El cálculo del diseño se muestra además detalladamente en el *Anexo 4* y *5* de la Memoria de Cálculo.

6.2. Criterios para la selección de equipos de intercambio de calor

Aunque en el presente proyecto será necesaria la utilización de un horno de procesos, es conveniente considerar, antes de la entrada al mismo, el diseño de dos intercambiadores IC-01 e IC-02.

Un intercambiador convencional es un dispositivo que se utiliza para enfriar un fluido que está más caliente de lo que se requiere, transfiriendo el calor a otro que está más frío y es necesario calentar. La transferencia de calor se realiza a través de una pared o un tubo que separa ambos fluidos.

Este tipo de equipos se usa ampliamente en la industria química y petroquímica ya que se consigue un ahorro energético importante.

Las aplicaciones de los intercambiadores de calor en la industria son muy variadas y entre ellas están las que siguen:

- Intercambiador de calor: Calienta a uno de los fluidos y enfría el otro.
- Condensador: Condensa un vapor o mezcla de vapores.
- Reboiler o calderín: Es un tipo de cambiador conectado a la base de una torre fraccionadora proporciona el calor de necesario para evaporar parte del líquido que sale de la torre y vuelve a entrar en forma de vapor a la misma.
- Vaporizador: Un calentador que vaporiza parte del líquido.
- Enfriador: Enfría un fluido por medio de agua u otro líquido refrigerante.
- Calentador: Aplica calor sensible a un fluido.

6.2.1. Tipos de intercambiadores de calor

Los intercambiadores más usados en la industria y seleccionados según el tipo de construcción son los siguientes:

- Intercambiadores de doble tubo
- Intercambiadores de tipo placa
- Intercambiadores enfriados por aire
- Intercambiadores de carcasa y tubos

a) Intercambiadores de doble tubo

Las partes principales son dos juegos de tubos concéntricos, dos *tes* conectoras, un cabezal de retorno y un codo en U. La tubería interior se soporta en la tubería exterior mediante estoperas y el fluido entra en el tubo interior a través de una conexión roscada localizada en la parte externa del

intercambiador. La tubería interior se conecta mediante una conexión en U que está generalmente expuesta y que no proporciona superficie de transferencia de calor.

La longitud efectiva es la longitud en cada rama sobre la que ocurre transferencia de calor y excluye la prolongación del tubo interior después de la sección de intercambio.

Por tanto, estos intercambiadores se utilizan cuando se requiere un área de transferencia pequeño.

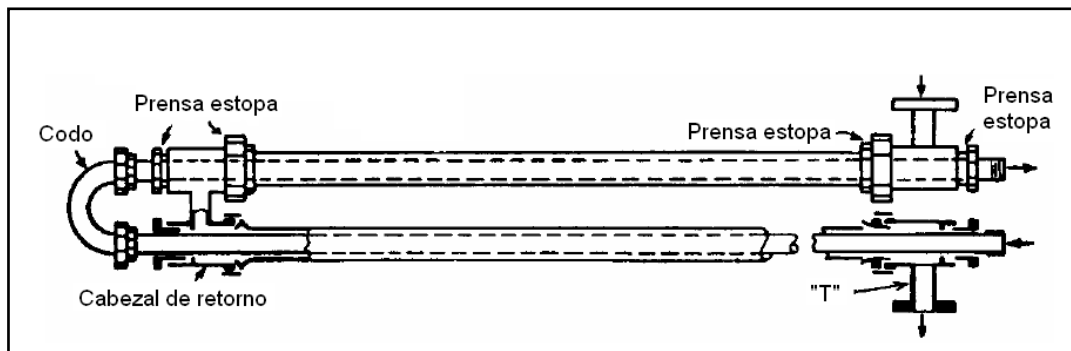


Fig. 6.1. Esquema de un intercambiador de doble tubo

b) Intercambiadores de tipo placa

Su diseño está basado en sustituir las superficies tubulares por superficies planas con ciertas rugosidades. Existen intercambiadores de tipo de placa en varias formas: de placa y armazón y de aletas con placas soldadas.

Los intercambiadores de placa y armazón consisten en placas estándares, que sirven como superficies de transferencia de calor y un armazón para su apoyo. La caída de presión es baja y resulta imposible que haya fugas de fluidos.

El diseño de las placas les da rigidez, fomenta la turbulencia de los fluidos y asegura la distribución completa del flujo, además se pueden

limpiar y reemplazar con facilidad. El área se ajusta con facilidad mediante la adición o eliminación de placas.

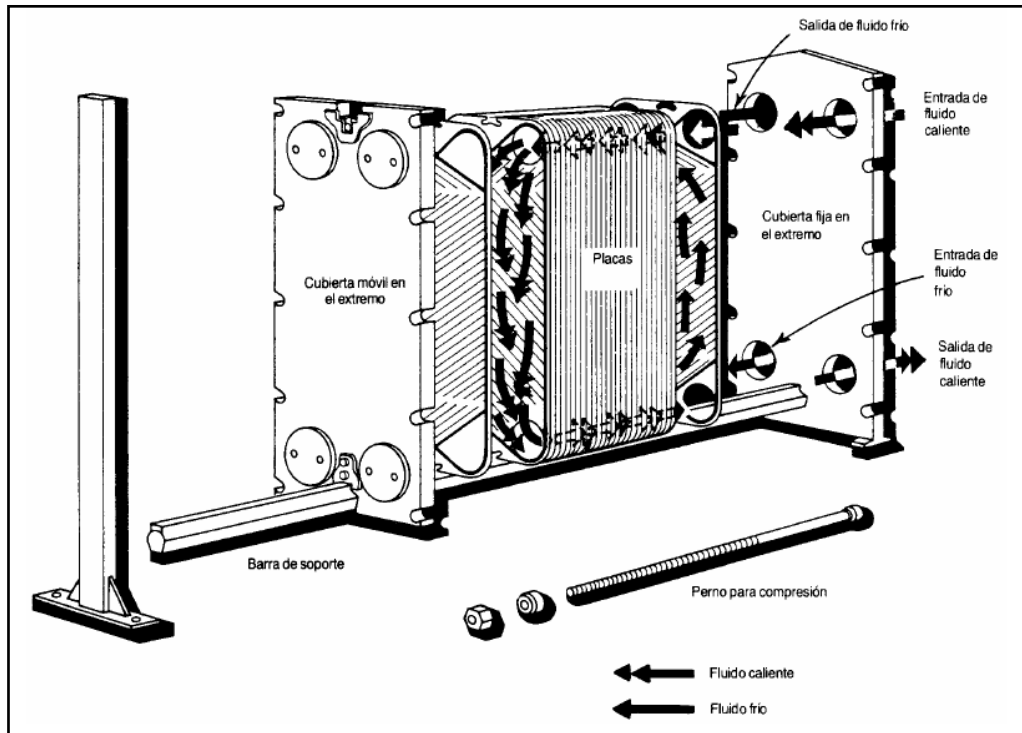


Fig. 6.2. Esquema de un intercambiador de placas y armazón

Los intercambiadores de aleta y placa soldada de aluminio se emplean en la industria en servicios por debajo de $-45,6\text{ }^{\circ}\text{C}$.

La superficie de transferencia de calor de aleta y de la placa se compone de una pila de placas, cada una de las cuales consiste en una aleta con estrías entre láminas metálicas planas, selladas en los dos lados mediante canales o barras, para formar un paso para el flujo de fluido.

c) Intercambiadores enfriados por aire

Los intercambiadores de calor enfriados por aire incluyen un haz de tubos, que generalmente tienen aletas en espiral para mejorar la transferencia de calor y un ventilador que impulsa el aire a través de los tubos dotado de motores eléctricos.

La selección de un intercambiador enfriado por aire frente a uno enfriado por agua es una cuestión económica o de requerimientos del proceso, hay que considerar gastos de enfriamiento del agua, potencia de los ventiladores y la temperatura de salida del fluido.

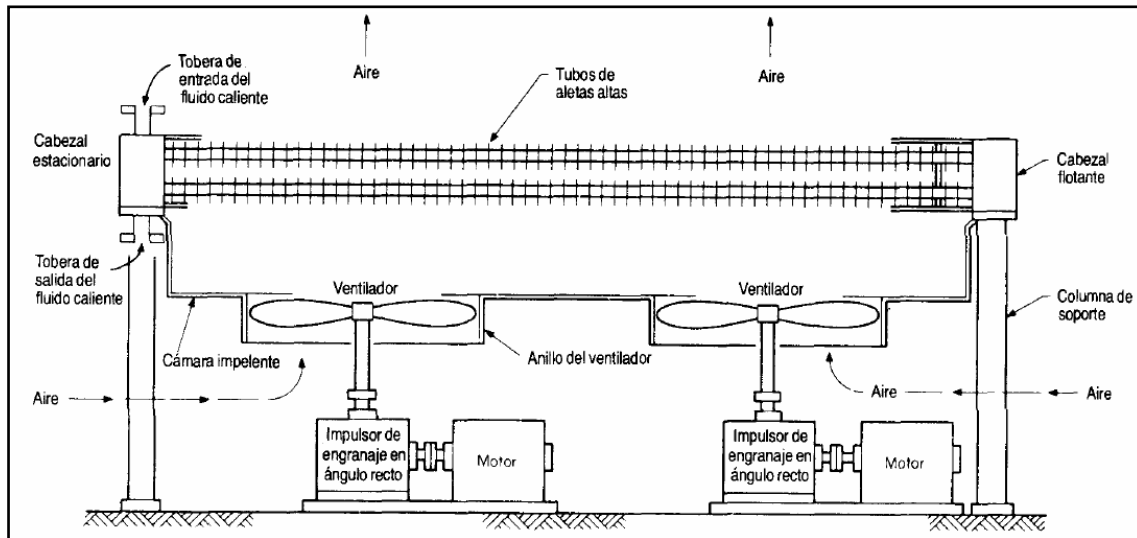


Fig. 6.3. Esquema de un intercambiador enfriado por aire

d) Intercambiadores de carcasa y tubos

Son los intercambiadores más utilizados hoy en la industria química de procesos. En ellos los tubos se ubican en un haz, rodeados por un tubo de gran diámetro denominado carcasa o envolvente. Los intercambiadores de tipo carcasa y tubos se usan para servicios en los que se requieren grandes superficies de intercambio, generalmente asociadas a caudales mucho mayores de los que puede manejar un intercambiador de doble tubo.

El fluido que ha de circular en el interior de los tubos ingresa por el cabezal de entrada y se distribuye por los orificios de la placa en el haz de tubos. El fluido de la carcasa, en cambio, circula por el exterior del haz de tubos, siguiendo una trayectoria tortuosa por el efecto de los deflectores (baffles).

6.2.2. Elección del tipo de intercambiador

En el presente Proyecto se diseñan intercambiadores de calor de contracorriente del tipo carcasa y tubos, además de su facilidad de limpieza y mantenimiento, así como por su elevada superficie de transferencia, estos tipos de intercambiadores son muy eficaces y muy utilizados en la industria.

Puede considerarse que el empleo de intercambiadores de placas produce pérdidas de carga además de tener un precio elevado en el mercado. Del mismo modo, los intercambiadores de doble tubo tampoco son aconsejables ya que el área de transferencia de calor que presentan es muy pequeña.

Esta elección está basada también, en que las corrientes presentan un caudal muy alto con un calor a intercambiar elevado. Todo esto hace de este tipo de equipos de intercambio de calor, los más adecuados para las necesidades térmicas que se requieren.

6.3. Norma constructivas de los intercambiadores de calor

La construcción de estos equipos encuadra dentro de la sección VIII del código ASME (American Society of Mechanical Engineers) que establecen normas generales para el diseño de recipientes a presión (Sección 1), y que además se remite para el diseño de tubos al código ASME B31.3.

Existe además una normativa que complementa el código ASME en los aspectos constructivos específicos y cuyas siglas son TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*). En ella se contemplan los métodos que permiten el estudio de intercambiadores de calor de carcasa y tubo acorde a los estándares y donde se incluyen también tablas de datos

complementarios con información pertinente al dimensionamiento de dichos equipos.

Conforme a dicha normativa, los tipos de intercambiadores pueden identificarse mediante tres letras, el diámetro en pulgadas del casco y la longitud nominal de los tubos en pulgadas.

- La primera letra es la indicativa del tipo del cabezal estacionario. Los tipos *A* (Canal y cubierta desmontable) y *B* (Casquete) son los más comunes.
- La segunda letra es la indicativa del tipo de casco. La más común es la *E* (casco de un paso) la *F* de dos pasos es más complicada de mantener. Los tipos *G*, *H* y *J* se utilizan para reducir las pérdidas de presión en el casco. El tipo *K* es el tipo de reboiler de caldera utilizado en torre de fraccionamiento.
- La tercera letra nos indica el tipo de cabezal del extremo posterior, los de tipo *S*, *T* y *U* son los más utilizados. El tipo *S* (cabezal flotante con dispositivo de apoyo) el diámetro del cabezal es mayor que el del casco y hay que desmontarlo para sacarlo. El tipo *T* (Cabezal flotante sin contrabrida) puede sacarse sin desmontar, pero necesita mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio. El tipo *U* (haz de tubo en *U*) es el más económico, pero a la hora de mantenimiento necesita una gran variedad de tubos en stock.

Front End Stationary Head Types (1)		Shell Types	Rear End Head Types (2)		
A	 Channel and Removable Cover	E	 One Pass Shell	L	 Fixed Tubesheet Like "A" Stationary Head
B	 Bonnet (Integral Cover)	F	 Two Pass Shell With Longitudinal Baffle	M	 Fixed Tubesheet Like "B" Stationary Head
C	 REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY Channel Integral with Tube-Sheet and Removable Cover	G	 Split Flow (3)	N	 Fixed Tubesheet Like "N" Stationary Head
N	 Channel Integral with Tube-Sheet and Removable Cover	H	 Double Split Flow (4)	P	 Outside Packed Floating Head
D	 Special High Pressure Closure	J	 Divided Flow	S	 Floating Head with Backing Device
		K	 Kettle Type Reboiler	T	 Pull Through Floating Head
		X	 Cross Flow	U	 U-Tube Bundle
				W	 Externally Sealed Floating Tubesheet

Fig. 6.4. Nomenclatura según la normativa TEMA

Brevemente se describirán algunas características mecánicas de los cabezales:

Intercambiadores de cabezal fijo

Se caracterizan por tener dos placas de tubos soldadas a la carcasa y el interior de los tubos se puede limpiar mecánicamente después de

remover la tapa del canal. El banco de tubos no se puede extraer y su limpieza exterior se debe realizar químicamente. Se utiliza para fluidos limpios, por el lado de la carcasa.

Además no presentan uniones internas por lo cual se elimina partes potenciales de fugas y se pueden colocar muy cerca de la cara interna de la carcasa y por lo tanto el número de tubos para un determinado diámetro es mayor que para cualquier otro tipo de intercambiador.

Se puede usar para altas presiones y fluidos tóxicos aunque la combinación de temperaturas y coeficientes de expansión de la carcasa y los tubos durante el servicio causan una expansión diferencial que si no puede ser absorbida por el equipo es recomendable usar otro intercambiador.

Intercambiadores con tubos en forma de U

Se caracteriza por tener solo una placa de tubos en forma de U que tienen la particularidad de moverse libremente con relación a la carcasa lo que elimina el problema de la expansión diferencial. Los bancos de tubos se pueden quitar para limpieza mecánica, pero el interior de estos se limpia en general químicamente.

Se utilizan cuando el fluido que circula por los tubos es limpio y los fluidos sucios circulan por la carcasa.

Estos intercambiadores no tienen uniones internas y los tubos periféricos se pueden colocar muy cerca de la cara interna de la carcasa, pero como existe una limitación mecánica en el radio de los tubos interiores, el número de tubos que se puede colocar en una carcasa de diámetro dado es menor a la de placa de tubos fijos.

Intercambiadores con cabezal flotante

Se caracteriza por tener una hoja de tubos fijas, mientras que la otra flota libremente permitiendo el movimiento diferencial entre la carcasa y los tubos, se puede extraer todo el haz de tubos para la limpieza.

6.4. Asignación general de los flujos

Las reglas aplicables para determinar que fluido va por el casco y cual por los tubos son:

- 1.- El fluido más corrosivo fluye en los tubos.
- 2.- El fluido más sucio va por los tubos
- 3.- El fluido con menor pérdida de presión fluye por la carcasa.
- 4.- El fluido a condensar circula por la carcasa.

6.5. Intercambiador de calor IC-01

El intercambiador IC-01 es el equipo que se encarga de evaporar completamente el tolueno líquido procedente de los depósitos de almacenamiento y que ya ha sido bombeado para alcanzar una presión de *35 bar*.

En éste se consigue tolueno a 580 K ($307\text{ }^{\circ}\text{C}$) para a continuación poder llevarlo al horno de procesos y seguir allí su elevación de temperatura.

Tal como ya se ha comentado se elige un intercambiador tipo carcasa y tubos.

6.5.1. Características de las corrientes y selección de la trayectoria de flujo

Siguiendo los criterios antes expuestos, el fluido que circula por los tubos es el efluente gaseoso de productos de los reactores, ya que contienen benceno y es más corrosivo.

Esta corriente evaporará al fluido que fluye a contracorriente por la carcasa que es el tolueno, que entra a $295,797\text{ K}$ y alcanza una temperatura de 580 K .

Es esta corriente la seleccionada para evaporar el tolueno, ya que es la única con elevada temperatura que es capaz de subir los grados al tolueno. Entra en los tubos con un caudal de $10191,007\text{ kmol/h}$ y conseguirá bajar su temperatura hasta $800,844\text{ K}$.

Para que se produzca un mayor intercambio de calor fluirán a contracorriente. El calor intercambiado es $3,240 \times 10^7\text{ J/s}$.

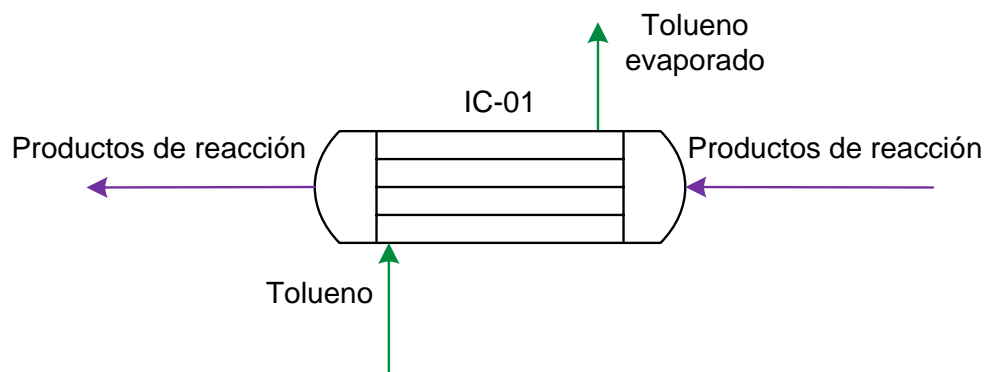


Fig.6.5. Esquema de las corrientes del IC-01

6.5.2. Diseño de los elementos constitutivos del IC-01

Las características fundamentales del presente intercambiador de calor son las siguientes:

- Tubos

Se pueden obtener en diferentes groesos de pared, definidos por el calibrador Birmingham para alambre, que en la práctica se denomina BGW del tubo.

Los tubos están contruidos de acero inoxidable AISI TP347L, con un diámetro exterior de 1,25 *pulgadas* (*in*). La longitud de los tubos es de 12 *pies* (*ft*) y el espesor es de 0,165 *in*, es decir, 8 BWG. Éste se ha determinado bajo las fórmulas del código ASME B31.3 (2004).

Existen tres disposiciones o arreglos de tubos: cuadrada (a), cuadrada girada (b) y triangular o *tresbolillo* (c). La cuadrada se elige en la mayoría de los casos por su facilidad de su limpieza pero en este se elige la disposición *tresbolillo* y se justifica por la elevada cantidad de calor a intercambiar y el caudal másico que circula por ellos.

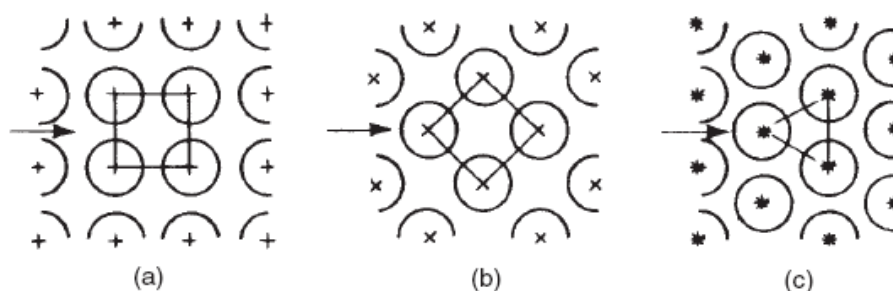


Fig. 6.6. Arreglos de tubos

Con un solo paso por tubos y un pitch de $1 \frac{9}{16}$ *in* y en función del diámetro exterior de los tubos, el cambiador tiene un total de 291 tubos.

- Carcasa

Según el diámetro exterior de los tubos, el número de tubos, el pitch y la disposición que adquieren los tubos, se determina el diámetro interno de la carcasa, tomando un valor de 31 *in*. El número de pasos por carcasa es uno.

La carcasa está construida de acero inoxidable A240 AISI 316.

- Deflectores o baffles

Los deflectores tienen las siguientes funciones:

- Soportar haz de tubos.
- Restringir la vibración de los tubos debido a los choques con el fluido.
- Canalizar el flujo por la carcasa de manera perpendicular al eje de los tubos, originando turbulencia para lograr mayores efectos de transferencia de calor.

La carcasa del intercambiador irá provista de 4 placas deflectoras que son del tipo segmentadas y éstas son circulares de casi el mismo diámetro que la carcasa, a las cuales se les realiza un corte horizontal o vertical.

Estos baffles van montados dentro de la carcasa de tal modo que en placas consecutivas los cortes se encuentran girados 180°. Obviamente estas placas han de ir perforadas para permitir que los tubos las atraviesen. El espaciamiento entre ellas de 36 *in* (0,915 *m*).

- Cabezal de distribución

Este elemento recibe el fluido que va a circular por el interior de los tubos, con el fin de recolectarlo y distribuirlo. Se elige un cabezal tipo A, esto es de canal y cubierta desmontable.

- Cabezal de retorno

Este otro cabezal es el encargado de retornar el fluido que circula por el interior de los tubos para mandarlo fuera del intercambiador ya que el equipo sólo consta de un único paso por el lado de los tubos.

Como se vio anteriormente, puede ser de tres tipos: fijo, flotante y en forma de U. En el cabezal fijo, la carcasa y el exterior de los tubos del haz no pueden ser limpiados por métodos mecánicos ni ser inspeccionados físicamente. El haz de tubos en U, supone una gran dificultad para llevar a cabo la limpieza mecánica por el interior de los tubos. En cuanto a los cabezales flotantes, tienen una amplia facilidad de inspección, mantenimiento y reparación. Se opta entonces por el cabezal flotante.

Dentro de los cabezales flotantes se decanta por el cabezal flotante interno, puesto que los de cabezal flotante con empaque externo presentan el inconveniente de necesitar mantenimiento en el empaquetamiento y evitar fugas, y los intercambiadores de cabezal flotante extraíble, requieren mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio. Será entonces cabezal flotante tipo S, según la normativa TEMA.

- Pitch

El *Pitch* no es más que la distancia de entre los centros de los tubos. Para la selección del *Pitch* se ha optado por usar el valor estándar. Queda entonces fijado para un diámetro exterior de tubo de 1,25 in y disposición tresbolillo con un valor de 1 9/16 in.

- Envolverte

La envolverte de cambiador es de tipo E, al ser de paso único por el lado de la carcasa.

Se presenta a continuación el tipo de intercambiador elegido, indicando cada una de las partes que lo conforman:

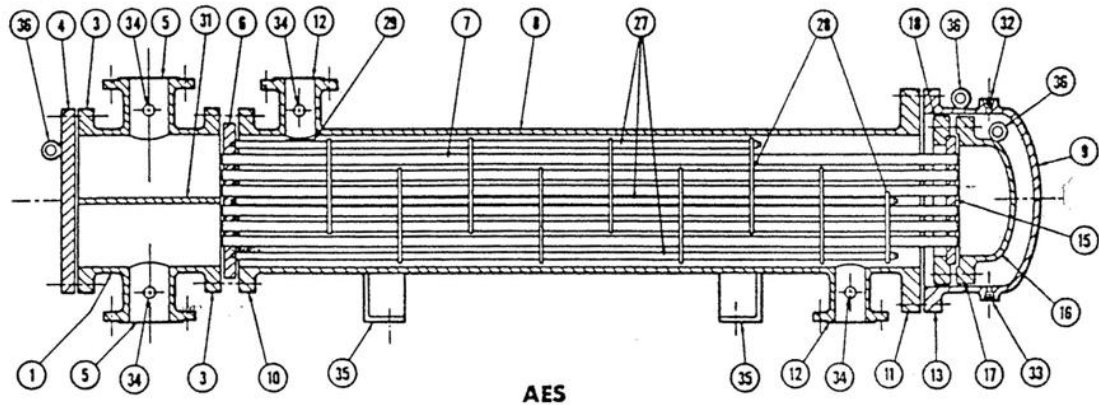


Fig. 6.7. Intercambiador de calor carcasa-tubos tipo AES

Tabla 6.1. Significado de los números de la figura 6.7.

1. Cabezal estacionario, canal del fluido de tubos	20. Brida de apoyo deslizante
2. Cabezal estacionario, casquete	21. Cubierta del cabezal flotante, externa
3. Brida de cabezal estacionario, canal o casquete	22. Faldón del espejo flotante
4. Cubierta de canal	23. Brida del prensaestopas
5. Tobera de cabezal estacionario	24. Empaque
6. Espejo o haz estacionario	25. Prensaestopas o empaquetadura
7. Tubos	26. Anillo de cierre hidráulico
8. Coraza	27. Bielas y espaciadores
9. Cubierta de la coraza	28. Deflectores transversales o placas de apoyo
10. Brida de la coraza, extremo del cabezal estacionario	29. Placa de choque
11. Brida de la coraza, extremo del cabezal posterior	30. Deflector longitudinal
12. Tobera de la coraza	31. Separación de paso
13. Brida de la cubierta de la coraza	32. Conexión de ventila
14. Junta de expansión	33. Conexión de drenaje
15. Espejo flotante	34. Conexión de instrumentos
16. Cubierta del cabezal flotante	35. Pie de soporte
17. Brida del cabezal flotante	36. Anilla de sujeción
18. Dispositivo de apoyo del cabezal flotante	37. Ménsula de soporte
19. Anillo de corte dividido	38. Vertedero
	39. Conexión del nivel del líquido

6.5.3. Aislamiento del intercambiador

La denominada “lana de roca”, está elaborada a partir de rocas diabásicas (rocas basálticas), obteniéndose un producto especialmente indicado para los aislamientos térmicos en la industria a altas temperaturas.

Debido a que la corriente de productos que fluye por la carcasa lo hace a una temperatura de 307 °C, es necesario llevar a cabo su aislamiento. El espesor del aislamiento para la protección del personal y/o la conservación de la energía que requieren los equipos, se encuentran tabulados en función del diámetro nominal del equipo y la temperatura de operación.

Para esta temperatura el espesor del aislante tiene un valor de 80 mm (véase la *Tabla A.11.12* del *Anexo 11*).

6.5.4. Datos de diseño del intercambiador IC-01

En este apartado se procede a dar los datos del diseño de cambiador IC-01 con el fin de resumir lo dicho durante este capítulo.

Tabla 6. 2. Especificaciones de diseño de IC-01

Descripción	Intercambiador de calor
Denominación según TEMA	Carcasa y tubos AES
Posición	Horizontal
Tubos	
Material	Acero inoxidable AISI TP347L
Diámetro externo	0,03175 m
Diámetro interno	0,023 m
Espesor comercial	8 BWG
Longitud	3,658 m
Disposición	tresbolillo
Pitch	0,04 m
Número de tubos	291
Número de pasos	1
Área de transferencia	88,917 m ²
Carcasa	
Material	Acero inoxidable A240 AISI 316
Diámetro interno	0,787 m
Espesor comercial	23,8 mm
Número de pasos	1

Tabla 6. 2. Especificaciones de diseño de IC-01 (Continuación)

Deflectores	
Número	4
Espaciamiento	0,915 m
Espesor	0,009 m
Tipo	Segmentado
Aislamiento	
Tipo	Lana de roca
Espesor	80 mm

6.6. Intercambiador de calor IC-02

El intercambiador IC-02 es el equipo que tiene por objeto aumentar la temperatura de la corriente de hidrógeno que tiene además un 5 % de metano.

En éste se consigue que la corriente alcance la misma temperatura que la corriente de tolueno, es decir, 580 K (307 °C) para que entren en el horno de procesos con los mismos grados para posteriormente seguir allí su elevación de temperatura antes de su entrada a los reactores.

Tal como ya se ha justificado, se elige un intercambiador tipo carcasa y tubos y de manera análoga a los apartados del intercambiador IC-01, se realizarán los propios a continuación.

6.6.1. Características de las corrientes y selección de la trayectoria de flujo

El fluido que irá por el interior de los tubos será el efluente gaseoso de productos de los reactores que han pasado anteriormente por el IC-01. Es esta corriente la seleccionada para aumentar la temperatura al hidrógeno, ya que es la única con elevada temperatura que es capaz de

subir los grados que se requieren. Entra en los tubos con un caudal de $10191,007 \text{ kmol/h}$ y conseguirá bajar su temperatura hasta $690,583 \text{ K}$.

La corriente que pasa por carcasa es el hidrógeno, que entra a $310,97 \text{ K}$ y alcanzará una temperatura de 580 K .

La asignación de la trayectoria de los fluidos se ha hecho de la misma manera que en el otro intercambiador; el fluido más corrosivo es el benceno y este fluye como producto por el intercambiador.

Para que la se produzca un mayor intercambio de calor fluirán a contracorriente. El calor intercambiado es $1,983 \times 10^7 \text{ J/s}$.

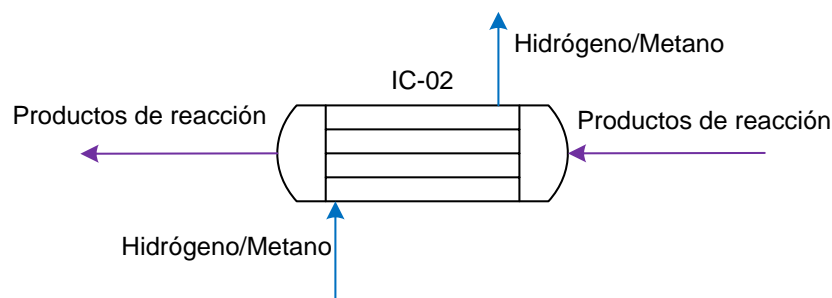


Fig.6.8. Esquema de las corrientes del IC-02

6.6.2. Diseño de los elementos constitutivos del IC-02

Las características fundamentales del presente intercambiador de calor son las siguientes:

- Tubos

Los tubos del intercambiador se definen por el calibrador Birmingham para alambre, que en la práctica se denomina BGW del tubo. Éste indica el espesor del mismo.

Los tubos están contruidos de acero inoxidable AISI TP316L, con un diámetro exterior de 1,25 *pulgadas (in)*. La longitud de los tubos es de 10 *pies (ft)* y el espesor es de 0,134 *in*, es decir, 10 BWG.

Se elige como disposición o el arreglo de tubos de entre la cuadrada y *tresbolillo* esta última ya que el calor a intercambiar es elevado y el caudal másico que circula por ellos es también grande.

Con un solo paso por tubos y un pitch de 1 $\frac{9}{16}$ *in* y en función del diámetro exterior de los tubos, el cambiador tiene un total de 183 tubos.

- Carcasa

Según el diámetro exterior de los tubos, el número de tubos, el pitch y la disposición que adquieren los tubos, se determina el diámetro interno de la carcasa, tomando un valor de 25 *in*. El número de pasos por carcasa es uno.

La carcasa está contruida de acero inoxidable A240 AISI 316.

- Deflectores o baffles

Los deflectores tienen las siguientes funciones:

- Soportar haz de tubos.
- Restringir la vibración de los tubos debido a los choques con el fluido.
- Canalizar el flujo por la carcasa de manera perpendicular al eje de los tubos, originando turbulencia para lograr mayores efectos de transferencia de calor.

La carcasa del intercambiador irá provista de 3 placas deflectoras que son del tipo segmentadas y éstas son circulares de casi el mismo diámetro que la carcasa, a las cuales se les realiza un corte horizontal o vertical.

Estos baffles van montados dentro de la carcasa de tal modo que en placas consecutivas los cortes se encuentran girados 180° . Obviamente estas placas han de ir perforadas para permitir que los tubos las atraviesen. El espaciamiento entre ellas de 40 in (1,016 m).

- Cabezal de distribución

Este elemento recibe el fluido que va a circular por el interior de los tubos, con el fin de recolectarlo y distribuirlo. Se elige un cabezal tipo A, esto es de canal y cubierta desmontable.

- Cabezal de retorno

Este otro cabezal es el encargado de retornar el fluido que circula por el interior de los tubos para mandarlo fuera del intercambiador ya que el equipo sólo consta de un único paso por el lado de los tubos.

Como se vio anteriormente, puede ser de tres tipos: fijo, flotante y en forma de U. En el cabezal fijo, la carcasa y el exterior de los tubos del haz no pueden ser limpiados por métodos mecánicos ni ser inspeccionados físicamente. El haz de tubos en U, supone una gran dificultad para llevar a cabo la limpieza mecánica por el interior de los tubos. En cuanto a los cabezales flotantes, tienen una amplia facilidad de inspección, mantenimiento y reparación. Se opta entonces por el cabezal flotante.

Dentro de los cabezales flotantes se decanta por el cabezal flotante interno, puesto que los de cabezal flotante con empaque externo presentan el inconveniente de necesitar mantenimiento en el empaquetamiento y evitar fugas, y los intercambiadores de cabezal flotante extraíble, requieren mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio. Será entonces cabezal flotante tipo S, según la normativa TEMA.

- Pitch

El *Pitch* no es más que la distancia de entre los centros de los tubos. Para la selección del *Pitch* se ha optado por usar el valor estándar. Queda entonces fijado para un diámetro exterior de tubo de 1,25 *in* y disposición tresbolillo con un valor de 1 9/16 *in*.

- Envolverte

La envolvente de cambiador es de tipo E, al ser de paso único por el lado de la carcasa.

El esquema del intercambiador elegido corresponde a la *figura 6.7*.

6.6.3. Aislamiento del intercambiador

La denominada “lana de roca”, está elaborada a partir de rocas diabásicas (rocas basálticas), obteniéndose un producto especialmente indicado para los aislamientos térmicos en la industria a altas temperaturas.

Debido a que la corriente de productos que fluye por la carcasa lo hace a una temperatura de 307 °C, es necesario llevar a cabo su aislamiento. El espesor del aislamiento para la protección del personal y/o la conservación de la energía que requieren los equipos, se encuentran tabulados en función del diámetro nominal del equipo y la temperatura de operación.

Para esta temperatura el espesor del aislante tiene un valor de 80 *mm*.

6.6.4. Datos de diseño del intercambiador IC-02

En este apartado se procede a dar los datos del diseño de cambiador IC-01 con el fin de resumir lo dicho durante este capítulo.

Tabla 6.3. Especificaciones de diseño de IC-02

Descripción	Intercambiador de calor
Denominación según TEMA	Carcasa y tubos AES
Posición	Horizontal
Tubos	
Material	Acero inoxidable AISI TP316L
Diámetro externo	0,03175 m
Diámetro interno	0,025 m
Espesor comercial	10 BWG
Longitud	3,048 m
Disposición	tresbolillo
Pitch	0,04 m
Número de tubos	183
Número de pasos	1
Área de transferencia	47,141 m ²
Carcasa	
Material	Acero inoxidable A240 AISI 316
Diámetro interno	0,635 m
Espesor comercial	19,1 mm
Número de pasos	1
Deflectores	
Número	3
Espaciamiento	1,016 m
Espesor	0,009 m
Tipo	Segmentado
Aislamiento	
Tipo	Lana de roca
Espesor	80 mm

CAPÍTULO 7. DISEÑO DEL HORNO

7.1. Introducción

Se pretende aquí realizar el diseño de un horno industrial que sirva para calentar las corrientes de materia prima a una mayor temperatura debido a que ninguna otra corriente calefactora puede alcanzar los 975 K, temperatura necesaria para este propósito.

Las corrientes de materia prima, tolueno por un lado e hidrógeno y metano por otro, proceden de los intercambiadores IC-01 e IC-02 respectivamente. Ambas, en estado vapor, alcanzaron una temperatura de 307 °C, pero para que se produzca la reacción en los reactores, deben de aumentar su temperatura hasta los 702 °C.

Por ello, las dos corrientes serán calentadas en el horno pero en líneas independientes. Éstas entran separadas al horno debido a la reactividad que presentan sus componentes.

Tabla 7.1. Datos para de las corrientes que entran al horno

	Corriente Tolueno	Corriente Hid/Met
Caudal molar (kmol/h)	1630,5611	8560,4457
C_p (J/kmol·K)	301284,451	31308,582
T_{ent} (K)	580	580
T_{sal} (K)	975	975

Realizando un balance de energía, se consigue obtener el calor necesario a aportar para que ambas corrientes alcancen 975 K.

$$Q_{necesario} = 2,999 \times 10^{11} \text{ J/h}$$

Este calor es el que tendrá que aportar el combustible que se elija como fuente de calor.

7.2. Normativa

Este equipo está diseñado bajo el código Estándar API (*American Petroleum Institut*) en concreto el API 560 “*Fired Heater for General Refinery Services*” donde se han consultado y seguido todas las especificaciones. Además, tanto para el dimensionamiento como el detalle en los cálculos de los tubos del horno de procesos y su material se ha seguido el código estándar API 530 “*Calculation of Heater-Tube Thickness in Petroleum Refineries*”. El primero de ellos, data de 1998 y el segundo es de 2003.

7.2. Descripción general del un horno de procesos

Un horno de procesos es un equipo constituido por un cerramiento metálico revestido interiormente por una pared refractaria aislante, dentro de la cual se dispone un serpentín tubular por el que circula un producto que se desea calentar o evaporar a través del calor liberado por un combustible sólido, líquido o gaseoso que se inyecta convenientemente al horno.

En el quemador se produce la reacción de combustión que genera una masa de gases calientes que son los productos de combustión. Estos gases entregan el calor por radiación al serpentín y salen por la chimenea.

Del calor liberado en la combustión, una parte es aprovechada en el calentamiento del producto, otra parte se pierde por chimenea (dado que los humos aún están calientes) y también habrá una pérdida por conducción a través de las paredes del refractario.

La eficiencia que se ha obtenido para el horno que se diseña es de:

$$Eff = 70 \%$$

La ineficiencia se debe a las pérdidas de calor en las paredes del horno (un 2% es un valor aceptable en el diseño) y a las pérdidas en los gases producidos.

Teniendo en cuenta el calor que se necesita para calentar los fluidos y la eficiencia del horno, el calor liberado cuando se lleva a cabo la reacción es de:

$$Q_{\text{liberado}} = 4,291 \times 10^{11} \text{ J/h}$$

7.3. Criterios de selección del equipo

En este apartado se persigue justificar el empleo del tipo de horno que tendrá lugar en el proceso.

Los hornos de procesos son en general equipos de gran porte. Para lograr una alta densidad de flujo de calor radiante, es necesario una buena emisividad del gas y ésta es función del volumen, por lo tanto, es necesario que el hogar o cámara sea de gran tamaño.

7.3.1. Tipos de hornos de proceso

Normalmente los hornos se dividen en tres partes:

- Sección radiante: Los tubos están en presencia de la llama. En esta parte la transmisión de calor es por radiación en un 80 % aproximadamente y un 20 % por convección de la circulación de gases calientes alrededor de los tubos.
- Sección de convección: Los tubos están fuera del alcance de la llama. Los gases calientes se dirigen a través del banco de tubos. El calor transmitido es por radiación del CO_2 y H_2O en los gases calientes además del calor por convección. Los tubos están

equipados con aletas para mejorar las condiciones de transmisión de calor.

- Sección de choque: Las primeras filas de tubos del área de convección son la zona de choque. En ella los tubos no tienen aletas, reciben la misma cantidad de calor por ambos mecanismos.

Existen varios tipos constructivos de hornos de proceso, pero en general, todos responden a alguno de los tres tipos básicos que se presentan a continuación.

Horno cilíndrico vertical

Es el tipo más difundido. La sección radiante es una cámara cilíndrica y los tubos en esta sección están dispuestos verticalmente en un círculo alrededor de los quemadores. Los quemadores están ubicados en el piso, de modo que la llama se ubica paralela a los tubos. El piso del horno debe estar elevado respecto del terreno para permitir el mantenimiento y acceso a los quemadores desde abajo.

La sección convectiva de estos hornos se presenta en la parte superior. Ésta consiste en un banco de tubos cuya longitud es aproximadamente igual al diámetro de la sección radiante. Las dos filas inferiores del banco convectivo dan a la cámara radiante, y por lo tanto reciben calor por radiación de ésta.

Estos tubos forman parte de la llamada zona de choque ya que protegen de la radiación a los tubos que se encuentran más arriba.

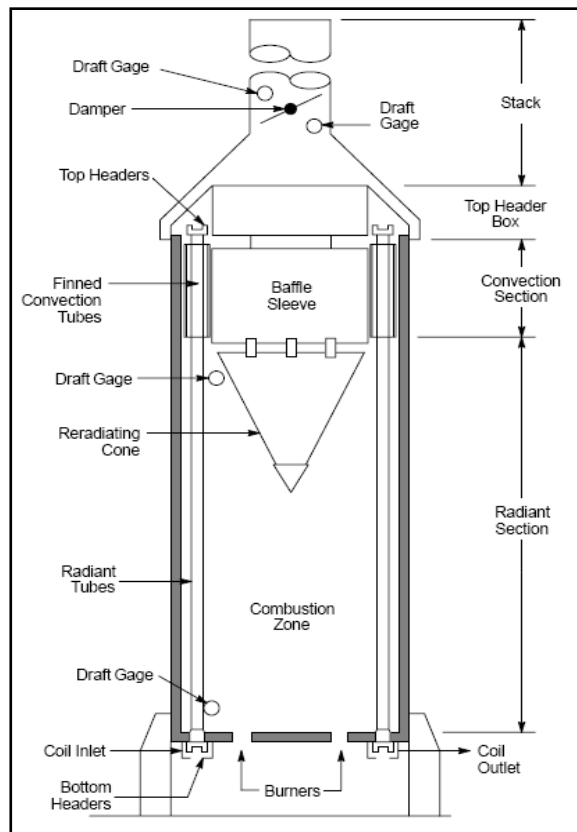


Fig.7.1. Horno cilíndrico vertical

Hornos tipo cabina y tipo caja (Box heaters)

Son de sección recta y normalmente los tubos se instalan en posición horizontal.

El horno tipo cabina tiene la parte superior de la cámara radiante inclinada. Esta parte del horno (en inglés arch), y los tubos se disponen en las paredes laterales y en el arco. En los tipos caja el arco es horizontal.

En la sección de radiación los tubos están montados horizontalmente en la pared lateral más larga en una capa simple. Se pueden montar varias series de tubos en paralelo en función del caudal. Se colocan a una distancia de la pared de 1,5 veces el diámetro de tubería.

La sección de convección se extiende a lo largo del horno, por lo que usualmente se pueden usar tubos más largos que en los hornos cilíndricos.

Ésta se monta directamente sobre la zona de radiación y consiste en un banco de tubos con distribución triangular equilátera y una separación de dos veces el diámetro de tubería.

Los quemadores pueden ser de varios tipos dependiendo de donde se distribuyan: inferiores (bottom), laterales (side) y finales (end). La ventaja de tenerlos en las paredes laterales es de no requerir espacio para el mantenimiento debajo del piso del horno, con lo que el soporte se haría más sencillo ya que el horno apoya sobre una base plana.

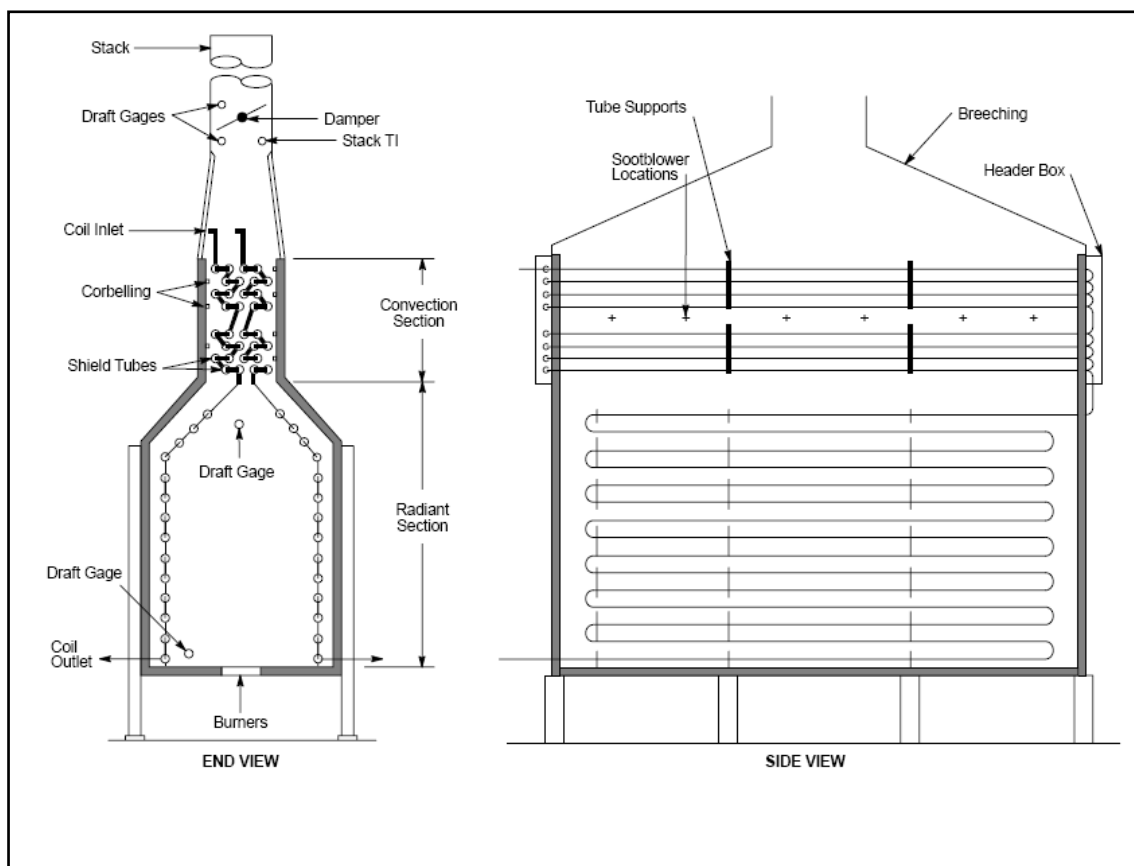


Fig.7.2. Horno tipo cabina

Estos tipos de hornos pueden obtener diferentes configuraciones. Por ejemplo, para permitir usar un mismo horno para dos servicios de procesos diferentes, existen los llamados de doble cabina, donde se puede regular el flujo a cada una de las cámaras radiantes. De todos modos, dado que las dos cámaras se influyen mutuamente, con una de ellas trabajando a

máxima capacidad no se podría bajar el servicio de la otra a menos del 75 a 50 % (dependiendo de si los dos servicios comparten o no la sección convectiva). Tampoco es posible interrumpir la circulación en una de las cámaras con la otra funcionando, porque esto produciría el quemado de los tubos.

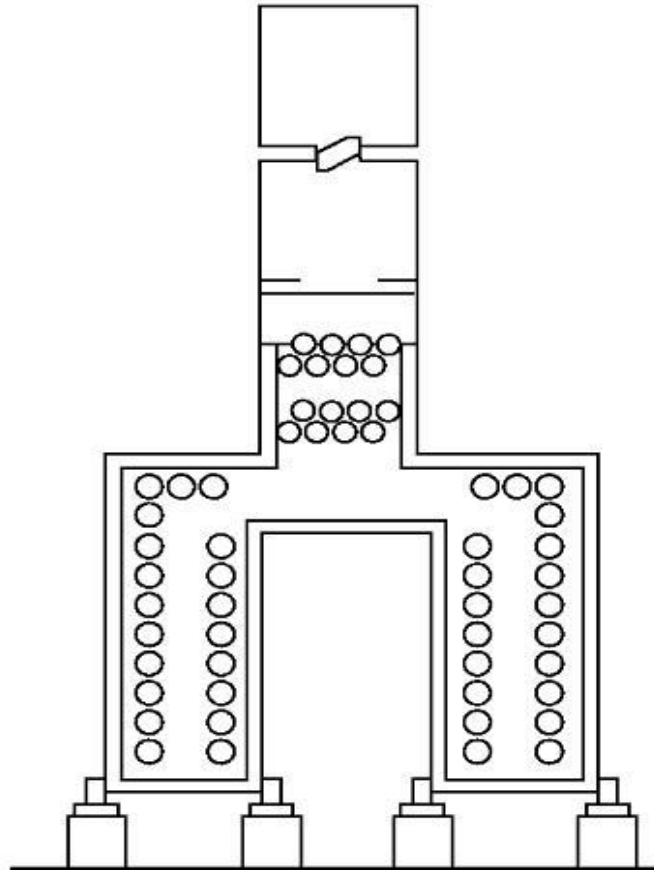


Fig.7.3. Horno tipo caja con doble cámara

7.3.2. Selección del tipo de horno para la planta

El horno elegido es un tipo *caja con doble cámara y zona convectiva común*. Es de sección recta y los tubos se instalan en posición horizontal.

Consiste en 6 paredes (2 son internas), dos suelos y un techo de acero con aislamiento interior de ladrillos refractarios. Este horno tiene la parte superior de la cámara radiante horizontal y los tubos se disponen en las paredes laterales y en el arco.

Como la eficiencia energética de un horno, por lo general es baja, se instala un haz de tubos en el camino de salida de los gases, antes de que estos pasen a la chimenea. Debido a que estos gases ya se han enfriado, el mecanismo predominante en esta zona es la convección. Por tanto, la sección de convección se sitúa en la parte superior y seguidamente se monta la chimenea.

En este tipo de hornos se pueden usar tubos más largos que en otros tipos ya que también se disponen horizontalmente en esta zona. Es por esta razón por la que se diseñará este horno tipo *caja*, ya que se utilizan caudales muy grandes que necesitan un gran área de transferencia.

A fin de aprovechar mejor las diferencias de temperatura, el fluido de proceso ingresa primero en la zona convectiva, y luego pasa a la zona radiante, circulando a contracorriente de los humos o gases de combustión.

7.4. Combustible utilizado y exceso de aire

La combustión es la reacción química entre el oxígeno y un combustible que libera calor. El combustible es un hidrocarburo, y el oxígeno proviene del aire.

Cuando hay suficiente oxígeno para convertir todo el combustible en CO_2 y H_2O (principales productos de la reacción de combustión) se dice que la combustión es completa. Si la cantidad de oxígeno es insuficiente, el combustible no alcanza a quemarse totalmente y se tendrá entre los productos hidrocarburos no quemado y CO .

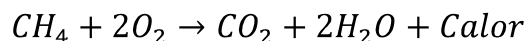
En los quemadores de los equipos industriales, la cantidad de oxígeno empleada no es la estequiométrica sino que se utiliza un exceso de aire para asegurar la combustión completa del combustible.

Cuando se usan combustibles gaseosos (gas natural) se suele emplear un exceso de aire de entre un 10 y un 15 %. Si se queman combustibles líquidos se requiere un mayor exceso de aire dado que resulta más difícil obtener una buena mezcla entre el aire y el combustible. En estos casos el exceso de aire es del orden del 25 % o más. Además, se requiere utilizar vapor de agua para atomizar el combustible líquido y facilitar la mezcla.

El calor necesario será suministrado por medio de la combustión de gas natural ya que es el combustible del que dispone la Refinería y se asigna para el exceso de aire un 10 %.

El gas natural contiene metano, etano y menores cantidades de propano, butano, pentano y nitrógeno; pero en su composición en mayor medida contiene sobretodo metano; por lo general más de un 90%.

La reacción química que tendrá lugar es:



7.4.1. Poder Calorífico

Elegido el combustible hay que definir un importante término: el poder calorífico: Para hallar esta cantidad, es necesario conocer el Poder Calorífico, que es la cantidad de calor que se libera en la combustión completa de una unidad de combustible. En general para combustibles gaseosos, su determinación se hace en Calorímetros de Flujo, donde se mide el calor de los gases de combustión enfriándolos hasta hacer condensar el vapor de agua que contiene, que aparecerá líquida, por lo que el calor medido incluirá el calor latente de condensación, es el denominado Poder Calorífico Superior (P.C.S.).

Realmente, en este caso, como la temperatura de evacuación de gases a la chimenea es normalmente mayor que la correspondiente a

condensación, el vapor de agua no se condensa, por ello se define también el Poder Calorífico Inferior (P.C.I) que se obtiene a partir del anterior, restándole el calor latente de condensación del vapor de agua. Este vapor de agua es el formado en la combustión del hidrógeno.

Por todo esto, se establecen las siguientes definiciones:

El Poder Calorífico Superior es la cantidad de calor que se obtiene en la combustión completa de una unidad de combustible, al enfriar los gases de combustión a 0 °C y 1 atmósfera quedando el agua existente, en estado líquido.

Por otro lado, el Poder Calorífico Inferior es la cantidad de calor que se obtiene en la combustión completa de una unidad de combustible, al enfriar los gases de combustión a 0 °C y 1 atmósfera quedando el agua existente, en estado vapor.

Para conocer el PCI del metano, se recurre a la bibliografía, siendo concretamente el libro “*El Refino del Petróleo*” por J. P. Wauquier, Ed. Díaz de Santos el consultado:

$$PCI_{Metano} = 50000 \text{ kJ/kg}$$

7.4.2. Cantidades de gas natural y aire

En el *Anexo 6* de la *Memoria de Cálculo*, se han obtenido convenientemente las cantidades que se necesitan para que tanto el tolueno como la corriente de hidrógeno sean calentadas hasta 975 K. Estos son los resultados:

Tabla 7.2. Caudal de combustible y aire utilizado para cada corriente

Corriente	W_{metano} (kg/s)
Tolueno	1,542
Hidrógeno/Metano	0,841
Total	2,423
Corriente	W_{aire} (kg/s)
Tolueno	26,476
Hidrógeno/Metano	14,444
Total necesario	40,920
Total utilizado	45,019
Relación aire-combustible	17,17

7.5. Elementos constitutivos

Los elementos principales que constituyen el horno son los tubos, los quemadores, la chimenea y sistema de tiraje, los recuperadores de calor y el sistema de control.

7.5.1. Tubos

Los tubos de la sección radiante pueden tener un diámetro nominal de entre 2 a 10 *in.* API 530 define los materiales que se pueden usar para los tubos y define los procedimientos a utilizar para hacer el cálculo mecánico de los mismos, así como los sobreespesores de corrosión según los materiales.

La selección del material debe basarse en la temperatura del metal, la cual es superior a la temperatura del fluido de proceso. Adicionalmente, hay que tener en cuenta que esta diferencia de temperaturas puede incrementarse con el tiempo debido a la formación de coque sobre las superficies interiores del tubo.

El material que se usará para los tubos del horno será acero inoxidable 316H, ya que como se aprecia en la tabla siguiente soporta hasta temperaturas de 815 °C.

Tabla 7.3. Temperatura máxima de diseño de los tubos

Materials	Type or grade	Limiting design metal temperature	
		°C	(°F)
Carbon steel	B	540	(1 000)
C-½Mo steel	T1 or P1	595	(1 100)
1¼Cr-½Mo steel	T11 or P11	595	(1 100)
2¼Cr-1Mo steel	T22 or P22	650	(1 200)
3Cr-1Mo steel	T21 or P21	650	(1 200)
5Cr-½Mo steel	T5 or P5	650	(1 200)
5Cr-½Mo-Si steel	T5b or P5b	705	(1 300)
7Cr-½Mo steel	T7 or P7	705	(1 300)
9Cr-1Mo steel	T9 or P9	705	(1 300)
9Cr-1Mo-V steel	T91 or P91	650 ^a	(1 200 ^a)
18Cr-8Ni steel	304 or 304H	815	(1 500)
16Cr-12Ni-2Mo steel	316 or 316H	815	(1 500)
16Cr-12Ni-2Mo steel	316L	815	(1 500)
18Cr-10Ni-Ti steel	321 or 321H	815	(1 500)
18Cr-10Ni-Nb steel	347 or 347H	815	(1 500)
Ni-Fe-Cr	Alloy 800H/800HT	985 ^a	(1 800 ^a)
25Cr-20Ni	HK40	1 010 ^a	(1 850 ^a)

Los tubos de la sección de radiación son lisos pero en la sección de convección se utilizan superficies extendidas. Estas pueden ser aletas transversales o espigas soldadas al tubo.

Las espigas deben tener un diámetro mínimo de $1/2$ in y una altura máxima de 1 in. La consideración más importante es la dificultad de limpieza pero los combustibles gaseosos son considerados combustibles limpios y no producen ensuciamiento apreciable.

Los retornos de un tubo a otro se hacen con curvas en U. En la zona radiante quedan dentro de la cámara radiante. En la zona convectiva se utilizan placas de tubos.

El diámetro de los tubos para la corriente de tolueno e hidrógeno se han hallado tras un extenso cálculo donde se tiene en cuenta la velocidad del fluido por su interior. He aquí las dimensiones:

Tabla 7.4. Datos de los tubos del horno

Corriente	Tolueno	Hidrógeno y Metano
m corriente	92,007 lb/s	14,070 lb/s
D_{nom}	10 in (254 mm)	8 in (203,2 mm)
D_o	10,75 in (273,05 mm)	8,625 in (219,075 mm)
D_i	9,564 in (242,93 mm)	7,625 in (193,657 mm)
Sección tubo	0,499 ft ²	0,317 ft ²
$G_{HID/MET}$ (real)	184,423 lb/s·ft ²	44,371 lb/s·ft ²

7.5.2. Quemadores

En el horno que se diseña los quemadores se sitúan en el piso. La capacidad de los quemadores debe tener un sobredimensionamiento con respecto a la requerida por el proceso. Normalmente los quemadores se instalan con pilotos para asegurar un reencendido instantáneo en caso de apagado de llama. El piloto es un pequeño quemador auxiliar independiente.

En los quemadores, un ventilador impulsa el aire a través de ellos. Aunque estos quemadores de tiro forzado pueden trabajar (aunque a menor capacidad) con tiro natural; así en caso de fallo en el ventilador, un sistema de emergencia abre una compuerta que permite la entrada de aire atmosférico.

7.5.3. Chimenea y sistema de tiraje

La presión en la cámara de combustión de un horno es siempre inferior a la atmosférica. Esta depresión recibe el nombre de tiraje, y es provocada por la chimenea.

El tiraje o depresión producida por la columna de gases de combustión calientes, depende de la diferencia de densidades entre el aire atmosférico y la columna de gas.

Debido a las pérdidas de calor, la temperatura de los humos en el tope de la chimenea es bastante menor que en la base de la misma. Adicionalmente el tiraje de la chimenea debe compensar las pérdidas por fricción a través del banco convectivo y el conducto de la chimenea en sí.

Los datos en lo que se refiere a la chimenea se encuentran en el *apartado 7.7.4* del capítulo.



Fig. 7.4. Horno de procesos en Refinería

7.5.4. Recuperadores de calor

En algunos casos, con la finalidad de aumentar el rendimiento térmico del horno, es posible recuperar parte del calor residual de los humos para precalentar el aire de entrada.

Ello requiere de instalaciones relativamente complejas, por ello no se ha tenido en cuenta el diseño del mismo. Pero su objetivo sería tomar los gases de combustión a la salida de la zona convectiva por un ventilador de tiro inducido que los haga circular a través de un intercambiador de calor donde precalienten el aire fresco que ingresa al horno. Este aire fresco, a su vez, circula por el precalentador y los quemadores impulsado por un

ventilador de tiro forzado. Los humos fríos que salen del intercambiador pasan a la chimenea para ser evacuados.

7.5.5. Sistema de control

El sistema de control del horno se ha explicado brevemente en el *Capítulo 11* de la *Memoria Descriptiva*.

7.6. Temperaturas del fluido y de los gases de combustión

Las temperaturas puestas en juego en el horno de procesos que se ha diseñado se han calculado dentro del *Anexo 6*, tras un intenso cálculo de iteraciones y estimaciones acordes a las normativas. Se recuerda que el fluido pasaba a contracorriente de los gases y su entrada es por la sección de convección. Los gases, en cambio, salen de los quemadores dispuestos en el piso del horno.

Se pretende ver así el proceso de cambio de temperaturas en el horno, a medida que circula por su interior.

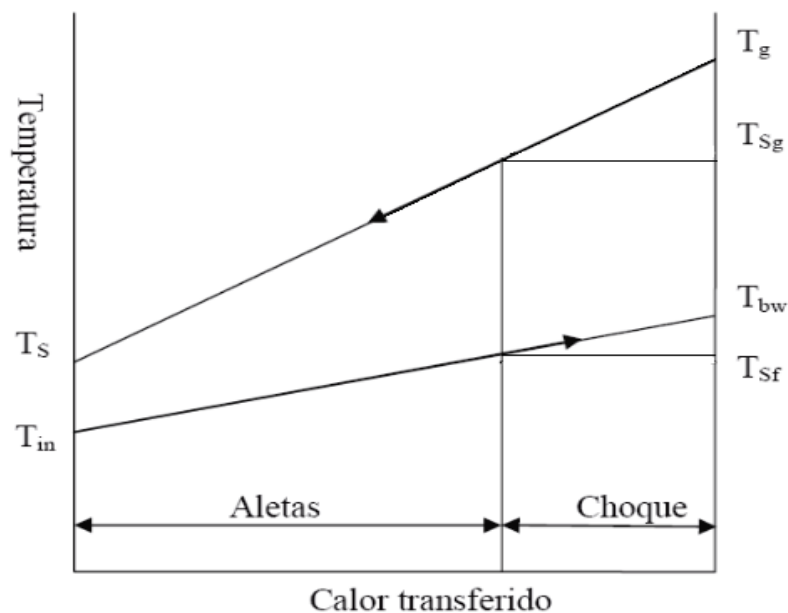
Tabla 7.5. Temperaturas de los fluidos en su transcurso por el horno

Temperaturas	°F	K
Entrada del horno o entrada sección convección, T_{in}	584,6	580
Salida sección con aletas o entrada sección de choque, T_{sf}	616,07	597,6
Salida sección de choque o entrada sección radiación, T_{bw}	683,2	634,9
Salida sección radiación o salida horno, T_{out}	1295,6	975

Tabla 7.6. Temperaturas de los gases en su transcurso por el horno

Temperaturas	°F	K
Salida sección de radiación o entrada sección de choque, T_g	1580	1133
Salida sección de choque o entrada sección con aletas, T_{sg}	1259,4	954,8
Salida sección convección o entrada chimenea, $T_{sal\ gases}$	1148	893

Conocida la nomenclatura utilizada, se expone aquí un diagrama del comportamiento de las temperaturas a lo largo de la sección de convección.

**Fig. 7.5.** Diagrama de temperaturas en la sección de convección

7.7. Diseño del horno

Como ya se ha comentado, el horno se divide en tres zonas, cada una de ellas tiene un número diferente de tubos y el combustible le cede cantidades distintas de calor.

7.7.1. Dimensiones del horno

Para hornos de tubos horizontales con quemadores en el piso, se fijan límites a la relación altura/ancho para asegurar una densidad uniforme de calor en el horno.

Tabla 7.7. Dimensiones del horno (largo, ancho y alto)

Hornos rectangulares
<u>Dimensiones en orden creciente</u>
1-1-1 a 1-1-3
1-1-2 a 1-2-4
1-1-4 a 1-1-∞
1-2-5 a 1-2-∞
1-3-3 a 1-3-∞

Las relaciones pueden tomarse en cualquier orden. La relación escogida para el horno tipo *caja con doble cámara* es:

$$1-2-4$$

La altura y la anchura seleccionadas son:

$$\text{Anchura: } W = 15 \text{ ft}$$

$$\text{Altura: } H = 30 \text{ ft}$$

$$\text{Longitud: } L = 60 \text{ ft}$$

Los tubos montados en la pared deben estar al menos a 4 *in* de la pared interior o 1,5 veces el diámetro nominal tomándose el mayor de los dos valores.

El diámetro nominal de los tubos más grandes es en este caso de 10 *in*, por lo que la separación del tubo a la pared será de 1,5 veces este diámetro, que es una distancia mayor:

$$\text{Separación pared} = 15 \text{ in}$$

7.7.2. Diseño de la sección de radiación

El objetivo aquí es conocer el calor que cede el combustible a la zona antedicha y con ello la fracción de calor liberado que es absorbido en la zona.

Se estima también el área refractaria, que es el área no cubierta por los tubos que está disponible en el horno y se cerrará el diseño hallando el número de tubos que se disponen en esta zona.

Para hallar todos los datos referentes a la zona de radiación se debe realizar una estimación, en la cual se supone un flujo de calor y a partir de éste, se calculan convenientemente cada dato. Pero es a continuación cuando se aplica el método de Lobo-Evans en el que se simplifica la geometría del sistema sustituyendo la superficie tubular por un área ficticia plana; considerando los gases calientes como un cuerpo radiante y los tubos como un plano frío de absorción de radiación.

En el *apartado 6.8.4.* del *Anexo 6* se comenta exhaustivamente la iteración que se comete.

Tabla 7.8. Características de la sección de radiación

Corriente	Tolueno	Hidrógeno/Metano
Fracción de calor, R	0,602	0,598
Calor liberado, Q_{liberado}	$2,631 \times 10^8 \text{ Btu/h}$	$1,435 \times 10^8 \text{ Btu/h}$
Calor cedido a zona radiación, Q_R	$1,58 \times 10^8 \text{ Btu/h}$	$8,462 \times 10^7 \text{ Btu/h}$
Área refractaria, A_R	$15197,454 \text{ ft}^2$	$8254,352 \text{ ft}^2$
Nº de tubos zona radiación	90	61

La zona de radiación tendrá un total de 151 tubos.

7.7.3. Diseño de la sección de convección

La sección de convección comprende dos secciones bien diferenciadas, la parte de los tubos de choque (desnudos), que son los tubos que separan la zona de radiación de la de convección, y los tubos con aletas.

La metodología empleada para su diseño es parecida a la que se realizó para los intercambiadores de calor. Aunque además se deben de calcular todas las temperaturas puestas en juego.

Para la zona de tubos con aletas, se aplican las ecuaciones correspondientes a la transmisión de calor por convección, teniendo presente que el área que se aplica corresponde a dicha configuración.

El dimensionamiento de la zona de convección sólo comprende la altura en la misma, es decir, tanto para tubos de choque como para tubos con aletas. El total de filas en la zona completa de convección son 2 para los tubos de choque y 3 para los tubos con aletas. Por lo tanto, la altura vertical mínima de convección será:

$$H_{conv} = 5 \cdot C + 5 \cdot D_o$$

Donde C es la distancia de centro a centro de tubos y D_o el diámetro exterior de los tubos.

Sustituyendo los valores, se tiene:

$$H_{conv} = 12,812 \text{ ft}$$

Teniendo en cuenta el número de tubos y la separación que deben de tener de la pared, la anchura de la zona de convección es:

$$W_{conv} = 10 \text{ ft}$$

Por otro lado, las dimensiones de las aletas de los tubos en esta sección son, según las especificaciones y estándares para este tipo de hornos:

$$\text{Alturas de las aletas: } H = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Espesor de las aletas: } t = 0,105 \text{ in}$$

$$\text{Número de aletas por pulgada de tubo: } f_{pi} = 3$$

Los datos de las dimensiones y del balance de energía se presentan en las dos próximas tablas:

Tabla 7.9. Dimensiones y caudales de los tubos de choque

Corriente	Tolueno	Hid/Met	Total
D_o (in)	10,75	8,625	-
L (ft)	60	60	-
Ancho, W (ft)	5,5	4,5	10
N_{tubos} (1ª fila)	3	4	7
N_{tubos} (2ª fila)	3	4	7
$N_{\text{tubos total}}$	6	8	14
$W_{\text{combustible}}$ (kg/s)	1,542	0,841	2,384
$W_{\text{gas natural}}$ (kg/s)	7,711	4,207	11,918
W_{aire} (kg/s)	29,124	15,889	45,012
W_{total} (kg/s)	36,835	20,096	56,931
$G_{\text{gases tubos choque}}$ (lb/s·ft ²)	0,585	0,300	0,885

Tabla 7.10. Calor transferido a la zona de convección

Corriente	Tolueno	Hid/Met
Fracción de calor tubos de choque, R_{Cc}	0,066	0,025
Calor transferido a tubos de choque, Q_s (Btu/h)	$17,571 \times 10^6$	$3,662 \times 10^6$
Fracción de calor tubos con aletas, R_{ca}	0,03	0,075
Calor transferido a tubos con aletas, Q_{ca} (Btu/h)	$7,935 \times 10^7$	$4,859 \times 10^6$

7.7.4. Diseño de la chimenea

La altura de la chimenea depende normalmente de requisitos de contaminación atmosférica por dilución de humos. También hay que tener en cuenta el *tiro* o *draft* de la chimenea cuando este es natural. Se conoce como *tiro* a la diferencia de presión entre presión atmosférica y la presión en la chimenea a la misma altura (indicado en pulgadas de agua).

La presión en el interior del horno y chimenea debe ser siempre inferior al exterior, ya que la dirección de los fluidos va siempre de mayor a menor presión. En el borde de la chimenea esta presión ha de ser mayor a la ambiente para favorecer la salida de gases. Se pueden observar los valores en la siguiente figura:

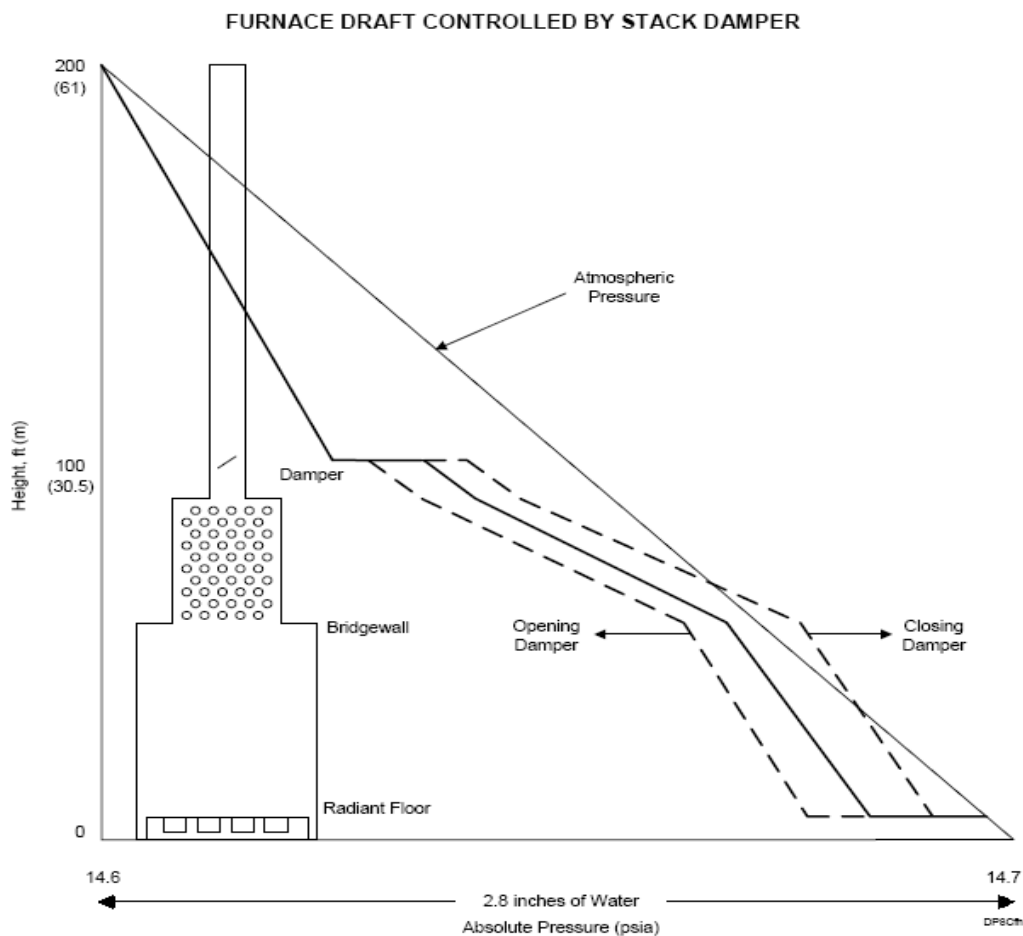


Fig. 7.6. Esquema de presiones en el interior y exterior del horno de procesos

Tabla 7.11. Diseño de la chimenea

Características	
Pérdida temperatura en la chimenea	25 °F
Temperatura del aire	68 °F
Velocidad lineal en la chimenea	60 ft/s
Temperatura salida gases	1135,5 °F
Caudal volumétrico	2927,401 ft ³ /s
Dimensiones chimenea	
Altura chimenea	100 ft
Sección chimenea	58,25 ft ²
Diámetro chimenea, D _{stack}	8 ft
Velocidad másica, G _{gases}	1,616 lb/ft ² ·s
Pérdidas de presión en la chimenea	
A la salida chimenea	0,282 in H ₂ O
A lo largo chimenea	0,655 in H ₂ O
Draft o tiro	0,911 in H ₂ O
Pérdida total en chimenea	-0,026 in H ₂ O

CAPÍTULO 8. PROCESO DE REACCIÓN

8.1. Introducción

Es proceso de reacción comprende el diseño de los tres reactores multitubulares no catalíticos dispuestos en paralelo para la obtención de benceno a partir de un proceso de Hidrodesalquilación Térmica del tolueno (HDA).

En este proceso, las corrientes de tolueno por un lado, e hidrógeno y metano por otro entran en el sistema a una temperatura de 975 K. Estas proceden del horno que ha subido ya había subido la temperatura de las corrientes y mantenido su presión en las condiciones de trabajo. Las corrientes se mezclan en el difusor de entrada de los reactores donde reaccionan y forman los productos deseados. Cuando salen del sistema de reacción, se unen para entrar en dos intercambiadores dispuestos en serie para, además de bajar su temperatura, aporta la energía necesaria para evaporar el tolueno y calentar la corriente de hidrógeno que alimentan el sistema.

En el presente capítulo se pretende explicar las bases de su diseño así como dar una visión descriptiva de lo que ocurre en los equipos principales de la planta. En el *Anexo 7* de la Memoria de Cálculo se detallan los cálculos realizados para su diseño.

8.2. Criterio de diseño y selección

La característica principal que tiene la reacción que ocupa este estudio es que es exotérmica, y libera el calor, tal que la temperatura en el reactor aumentaría de manera que se superarían los valores de temperatura que se han de evitar para que no se produzca coquización.

Esto se consigue refrigerando el sistema para mantener la temperatura constante. Retirando el calor que se produce en la reacción se mantendrá el reactor isotérmico.

Para cumplir este propósito se elige un reactor multitubular, que se diseña como un intercambiador carcasa y tubos tipo AET (los tipos de intercambiadores están reflejados en el **capítulo 6**), permitiendo así un mejor control de la temperatura.

Por el interior de los tubos fluyen las corrientes de reactivos, donde reaccionarán en su trayectoria y por el exterior, una masa de agua condensada a alta presión mantendrá constante la temperatura en su interior.

El que se utilicen tres reactores viene justificado por el volumen que implica la reacción. Tras aplicar la ecuación de diseño para reactores de flujo pistón, (desarrollada en el **anexo 7** del presente Proyecto Fin de Carrera) resulta un volumen final de $50,698 \text{ m}^3$. Dado este resultado, se decidió poner tres reactores de iguales dimensiones que actuaran en paralelo con un volumen de $16,9 \text{ m}^3$ cada uno.

El resultado de ese volumen final, también vino condicionado por la elección de la temperatura de trabajo. A medida que aumenta la temperatura, el volumen de reacción disminuye. Dentro del intervalo de temperaturas con el que se puede jugar, se eligió finalmente que la reacción tuviese lugar a 975 K . Esto viene reflejado en la siguiente figura, donde a una temperatura de $25 \text{ }^\circ\text{C}$ menos, habría que trabajar con volúmenes de hasta 103 m^3 .

Sin embargo, aumentar o disminuir la presión de trabajo en los límites establecidos por la reacción cinética, no supone cambios en lo que se refiere al volumen de reacción.

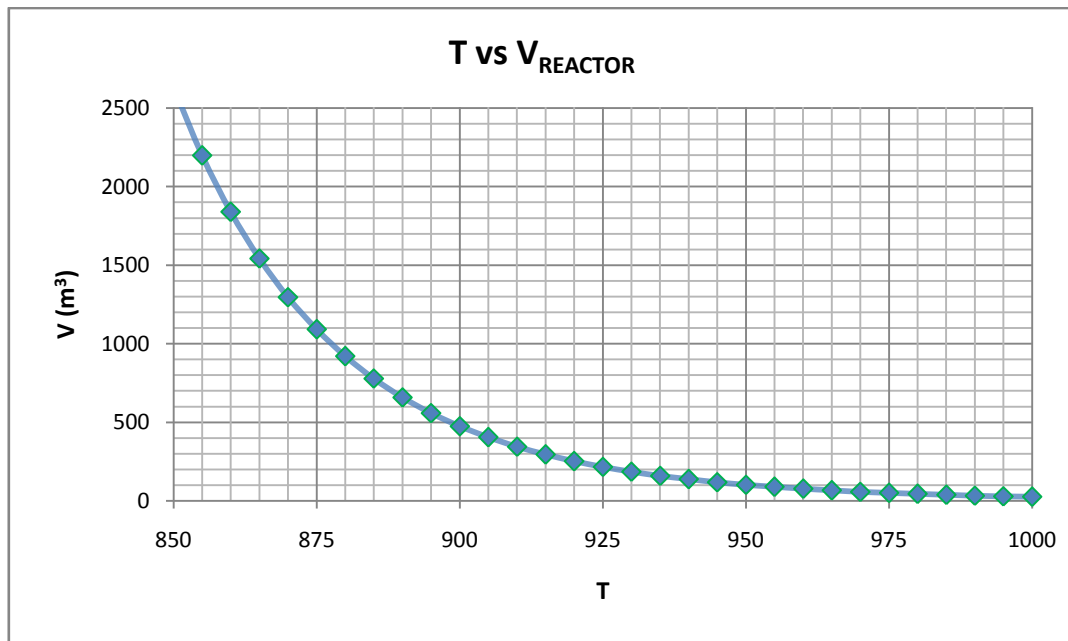


Figura 8.1. Representación del volumen del reactor frente a la temperatura

8.3. Condiciones de operación

Para que el proceso HDA tenga lugar se deben de tener una serie de restricciones:

- La temperatura del reactor no puede tomar valores superiores a 985 K (712 °C).
- El efluente del reactor ha de ser enfriado rápidamente.
- La relación de hidrógeno/tolueno ha de ser de 5/1.

Estas restricciones son para evitar una posible coquización. La reacción puede llevarse a cabo a una temperatura de 620 °C a 712 °C y a una presión de 500 *psia*, es decir, unas 34 a 35 *bar*.

Dadas estas limitaciones y junto con lo explicado respecto al volumen de reacción, se toma la decisión de estudiar la reacción, y con ello su diseño, a una temperatura de 702 °C y a una presión de 34,5 *bar*.

La importancia del estudio de estas condiciones unido al estudio de las reacciones paralelas, se encuentra en determinar la selectividad global del tolueno a benceno.

La producción de éste es mejorada utilizando el concepto de selectividad ya sea para acelerar su velocidad de reacción o suprimir las velocidades de formación de productos indeseados. Este valor determina las condiciones operacionales óptimas para los productos deseados.

Se define la selectividad como la relación entre los moles producidos de benceno en el reactor y los moles de tolueno convertidos y se encuentra en el libro de *James M. Douglas "Conceptual Design of Chemical Processes"*, donde se cita la siguiente expresión para hallar la selectividad.

$$s = 1 - \frac{0,0036}{(1 - x)^{1,544}} \quad [8.3]$$

La selectividad está ligada a la conversión (x) de la reacción. Como puede apreciarse en la siguiente figura, a medida que aumenta la conversión la selectividad decae levemente hasta valores próximos al 80 %, punto a partir del cual comienza a caer a mucha más velocidad. Por tanto, la conversión se va a fijar en 50 %, con el fin de obtener una selectividad lo suficientemente elevada (99 %).

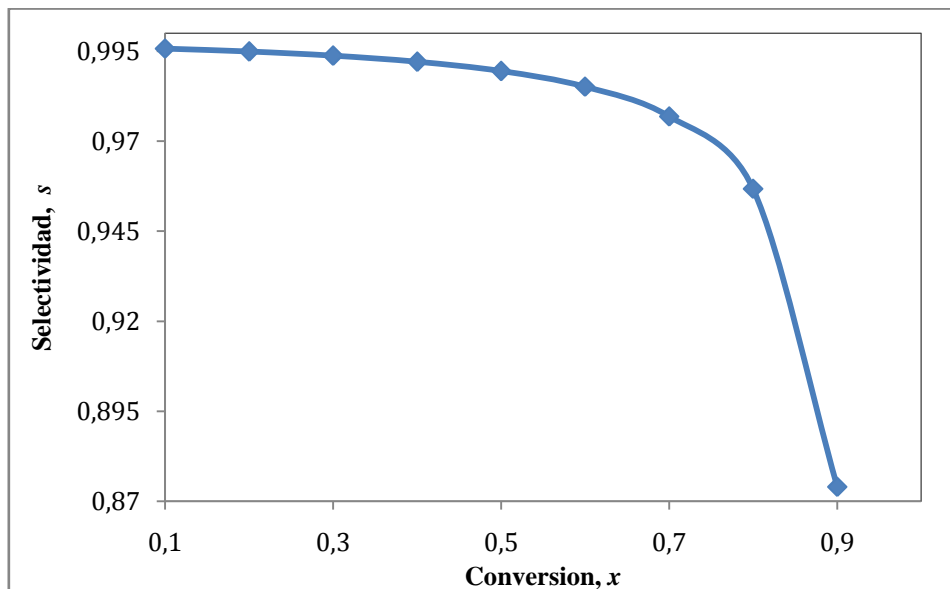


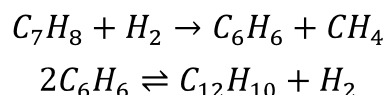
Fig. 8.2. Conversión frente a la selectividad de la reacción

La selectividad será por tanto:

$$s = 0,9895 \text{ (98,95 \%)}$$

8.4. Cinética de la reacción

Las reacciones implicadas en el procesado de Hidrodesalquilación Térmica (HDA) son las siguientes:



A altas temperaturas el hidrógeno consigue separar el grupo metil del tolueno formando metano con el mismo y formándose benceno.

Dada la estequiometría de la primera reacción se aprecia que, por cada mol de tolueno alimentado será necesario otro de hidrógeno para obtener un mol de benceno y otro mol de subproducto de metano. Pero la reacción se verá más favorecida con un exceso de hidrógeno de 5 veces mayor a la cantidad de tolueno que entra en el reactor. De este modo no se producirán problemas de coquización y será el tolueno el reactivo limitante.

Pese al exceso de hidrógeno no se puede evitar la presencia de una reacción secundaria. Esta reacción es la dimerización del benceno para la formación de difenilo. En ésta por cada dos moles de benceno formados en la primera reacción se forma un mol de difenilo y otro de hidrógeno.

Además el benceno y el tolueno pueden reaccionar para formar varias combinaciones de difenilos o incluso la condensación de dos moléculas de tolueno pueden dar lugar a dimetildifenilo. Estas formaciones se llevan a cabo mediante reacciones de equilibrio, muy sensibles a variaciones en la concentración de productos y reactivos. Pero se requiere algún tiempo para alcanzar una concentración de benceno en la que el dimetildifenilo formado se pueda detectar.

Cabe destacar, que el hidrógeno que se utiliza en la presente planta de producción contiene un 5% de metano.

Se encuentra en la bibliografía en numerosos documentos como el realizado por la Universidad de Texas publicado en el volumen II de *Chemical Reactor Design for Process Plants* por Howard F. Rase donde se explica que la reacción cinética que tiene lugar se describe convenientemente en función del reactivo que limita la reacción:

$$(-r_{TOL}) = k[C_{TOL}] \cdot [C_{HID}]^{0,5} \quad [8.1]$$

Donde $(-r)_{TOL}$ es la velocidad de reacción; k es la constante cinética; $[C_{TOL}]$ y $[C_{HID}]$ son las concentraciones de tolueno e hidrógeno.

El orden de la reacción global es 1,5 y la constante cinética, cuyas unidades son $\left(\frac{mol}{l}\right)^{-1/2} \cdot s^{-1}$, tiene un valor de:

$$k = 6,3 \cdot 10^{10} \cdot \exp\left(\frac{-52000 \text{ cal/mol}}{R \cdot T_R}\right) \quad [8.2]$$

Siendo R la constante de gases y T_R la temperatura media de la reacción.

8.5. Caracterización de las corrientes

Vista la reacción que tiene lugar y dado que la corriente de tolueno y la de hidrógeno entran a 975 K, se necesita una corriente que mantenga esta temperatura constante.

La corriente que se elige es agua condensada a alta presión de la red de agua de la Refinería. Ésta fluye a contracorriente con un caudal de 459,202 kmol/h y cumple perfectamente la función de retirar el calor que desprende la reacción fuertemente exotérmica. El agua entra a 249,6 °C cambiado su estado a vapor a 250,3 °C y se incorpora a la red de vapor de

alta presión de la Refinería. Este vapor supondría una inversión, puesto que se vendería a la Refinería para su propio consumo.

El calor intercambiado es finalmente de $3,805 \times 10^6 \text{ J/s}$.

Por otro lado, el efluente de los reactores contiene el hidrógeno en exceso más el formado en la reacción secundaria, el tolueno no reaccionante, el metano de la corriente de hidrógeno y el producido por la reacción principal, el difenilo formado como producto no deseado y el benceno como producto.

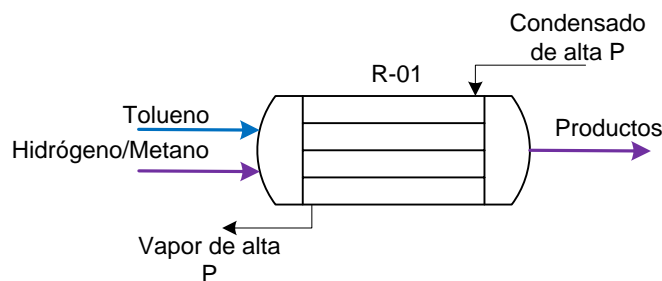


Fig.8.3. Esquema de las corrientes del reactor

Esta corriente es necesaria enfriarla, por ello se dirige a dos intercambiadores dispuestos en serie. El primero de ellos aprovecha su alta temperatura para evaporar al tolueno. Cumplido su objetivo, se destina al segundo intercambiador, donde aumenta la temperatura de la corriente de hidrógeno, consiguiendo que el efluente del reactor se dirija a la planta estabilizadora con una temperatura inferior.

Así se logra además el ahorro de energía sin utilizar corrientes auxiliares para variar las temperaturas.

8.6. Unidades de reacción

Como ya se ha justificado, se dispondrán de 3 reactores en paralelo, donde la corriente de tolueno y de hidrógeno se mezclarán en el cabezal del intercambiador tipo AET y reaccionarán a lo largo de los tubos. Por la

carcasa fluirá el agua a alta presión, absorbiendo así el calor transmitido por la reacción exotérmica y manteniendo la temperatura de los tubos constantes.

8.6.1. Diseño de los elementos constitutivos de los reactores

A continuación se detallan los elementos más importantes de los reactores. Como los tres reactores son idénticos, cada una de las siguientes partes descritas, será adecuada para los tres. La elección de las siguientes características viene dado por un extenso cálculo que durante el *Anexo 7* de la *Memoria de Cálculo* se ha explicado con exactitud.

- Tubos

Los tubos están contruidos de acero inoxidable AISI TP347L, con un diámetro exterior de 1,25 *pulgadas (in)*. La longitud de los tubos es de 40 *pies (ft)* y el espesor es de 0,165 *in*, es decir, 8 BWG. Éste se ha determinado bajo las fórmulas del código ASME B31.3 (2004).

Los tubos tienen una disposición *tresbolillo*, justificada por la elevada cantidad de calor a intercambiar y el caudal másico que circula por ellos.

Con un solo paso por tubos y un pitch de 1 9/16 *in* y en función del diámetro exterior de los tubos, cada reactor contiene un total de 3232 tubos.

- Carcasa

Según el diámetro exterior de los tubos, el número de tubos, el pitch y la disposición que adquieren los tubos, se determina el diámetro exterior del haz de tubos y con él se determina finalmente el diámetro interno de la carcasa, tomando un valor de 98 *in*. El número de pasos por carcasa es uno.

La carcasa está construida de acero al carbono SA-285.

- Deflectores o baffles

La carcasa irá provista de 9 placas deflectoras que orientan el movimiento del fluido en la dirección perpendicular al eje de los tubos. Son del tipo segmentadas y estas son circulares de casi el mismo diámetro que la carcasa, a las cuales se les realiza un corte horizontal o vertical.

Estos baffles van montados dentro de la carcasa de tal modo que en placas consecutivas los cortes se encuentran girados 180°. Obviamente estas placas han de ir perforadas para permitir que los tubos las atraviesen. El espaciamiento entre ellas de 53,3 *in* (1,35 *m*).

- Cabezal de distribución

Este elemento recibe el fluido que va a circular por el interior de los tubos, con el fin de recolectarlo y distribuirlo. Se elige un cabezal tipo A, esto es de canal y cubierta desmontable.

- Cabezal de retorno

Este otro cabezal es el encargado de retornar el fluido que circula por el interior de los tubos para mandarlo fuera del reactor ya que el equipo sólo consta de un único paso por el lado de los tubos. Se opta por el cabezal flotante interno, por su facilidad de mantenimiento, inspección y reparación.

- Pitch

El *Pitch* no es más que la distancia de entre los centros de los tubos. Para la selección del *Pitch* se ha optado por usar el valor estándar. Queda

entonces fijado para un diámetro exterior de tubo de 1,25 *in* y disposición *tresbolillo* con un valor de 1 9/16 *in*.

- Envolverte

La envolvente de cada reactor es de tipo E, al ser de paso único por el lado de la carcasa.

8.6.2. Aislamiento de los reactores

La denominada “lana de roca”, está elaborada a partir de rocas diabásicas (rocas basálticas), obteniéndose un producto especialmente indicado para los aislamientos térmicos en la industria a altas temperaturas.

Debido a que el agua que fluye por la carcasa lo hace a una temperatura de 250 °C, es necesario llevar a cabo su aislamiento para evitar en la medida de lo posible las pérdidas de calor al exterior, así como por seguridad de los operarios en la planta. El material seleccionado es la lana de roca, ya que cubre las necesidades técnicas del equipo y es el más económico.

Para esta temperatura el espesor del aislante tiene un valor de 80 *mm* (véase la *Tabla A.11.12* del *Anexo 11*).

8.6.3. Datos de diseño de los reactores

En este apartado se procede a dar los datos del diseño de los reactores con el fin de resumir lo antedicho durante este capítulo.

Tabla 8. 1. Especificaciones de diseño de los reactores

Descripción	Reactor tubular
Denominación según TEMA	Carcasa y tubos AET
Posición	Horizontal
Tubos	
Material	Acero inoxidable AISI TP347L
Diámetro externo	0,03175 m
Diámetro interno	0,023 m
Espesor comercial	8 BWG
Longitud	12,192 m
Disposición	tresbolillo
Pitch	0,039 m
Número de tubos	3232
Número de pasos	1
Área de transferencia	49,09 m ²
Carcasa	
Material	Acero al Carbono SA-285 grado C
Diámetro interno	2,489 m
Espesor comercial	76,2 mm
Número de pasos	1
Deflectores	
Número	9
Espaciamiento	1,35 m
Espesor	0,019 m
Tipo	Segmentado
Aislamiento	
Tipo	Lana de roca
Espesor	80 mm

CAPÍTULO 9. DEPÓSITOS DE ALMACENAMIENTO DE TOLUENO

9.1. Introducción

Para esta línea de producción es necesario disponer de depósitos de almacenamiento para la materia prima.

El tolueno será almacenado con el fin de, cuando la planta arranque, tenerlo a disposición. Una vez que se esté produciendo y la línea de separación se lleve a cabo, será posible hacer una recirculación con el tolueno separado.

Se necesita almacenar 17413, 0295 m³ que son 4.600.000 galUS de volumen normalizado (Nótese que 1000 *galones* son 3,7854 m³) para contener la reserva de tolueno suficiente para abastecer a la planta con 1630,5611 kmol/h de tolueno. Para su diseño se fijará 4 días para el almacenamiento.

Los datos que a continuación se exponen, se hallaron en el *Anexo 8* de la segunda parte de la memoria del presente documento.

9.2. Códigos aplicables

En los Estados Unidos de Norteamérica y en muchos otros países del mundo, incluido España, el diseño y cálculo de tanques de almacenamiento, se basa en la publicación que realiza el "*Instituto Americano del Petróleo*", al que esta institución designa como "Standar A.P.I. 650", para tanques de almacenamiento a presión atmosférica y "Standar A.P.I. 620", para tanques de almacenamiento sometidos a presiones internas cercanas a 1 kg/cm².

El estándar A.P.I. 650 sólo cubre aquellos tanques en los cuales se almacenan fluidos líquidos y están contruidos de acero con el fondo uniformemente soportado por una cama de arena, grava, asfalto, etc, diseñados para soportar una presión de operación atmosférica o presiones internas que no excedan el peso del techo por unidad de área y una temperatura de operación no mayor de 93°C, y que no se usen para servicios de refrigeración. Este estándar cubre el diseño y cálculo de los elementos del tanque.

Por todo esto, se seguirá éste último para el cálculo y diseño en la instalación del depósito de la planta.

9.3. Criterios de elección de los equipos

Los tanques de almacenamiento se clasifican en dos grandes grupos:

- 1.- Cilíndricos horizontales.
- 2.- Cilíndricos verticales de fondo plano.

Los tanques cilíndricos horizontales, generalmente son de volúmenes relativamente bajos, debido a que presentan problemas por fallas de corte y flexión. Por lo general, se usan para almacenar volúmenes pequeños. Los tanques cilíndricos verticales de fondo plano permiten almacenar grandes cantidades volumétricas con un costo bajo. Pero solo se podrán usar a presión atmosférica o presiones internas relativamente pequeñas.

El tanque elegido es vertical y se soporta sobre una estructura de hormigón; pues para más de 1000 *galones*, como es este caso, es el requerido.

A su vez, este tipo de tanque se clasifica en:

- De techo fijo

- De techo flotante
- Sin techo

Tanques de techo fijo

Se emplean para contener productos no volátiles o de bajo contenido de ligeros (no inflamables) como son: agua, diesel, asfalto, petróleo crudo, etc.; ya que al disminuir la columna del fluido, se va generando una cámara de aire que facilita la evaporación del fluido, lo que es altamente peligroso.

A su vez, los techos fijos se clasifican en:

- Techos autoportados.
- Techos soportados.

Tanques de techo flotante

Se emplean para almacenar productos con alto contenido de volátiles como son: alcohol, gasolinas y combustibles en general.

Este tipo de techo es desarrollado para reducir o anular la cámara de aire, o espacio libre entre el líquido y el techo, además de proporcionar un medio aislante para la superficie del líquido, reducir la velocidad de transferencia de calor al producto almacenado durante los periodos en que la temperatura ambiental es alta y evitar así la formación de gases (su evaporación), y consecuentemente, la contaminación del ambiente y, al mismo tiempo se reducen los riesgos al almacenar productos inflamables.

Tanques sin techo

Se usan para almacenar productos en los cuales no es importante que éste se contamine o que se evapore a la atmósfera como el caso del agua, residual, contra incendios, etc.

Debido a las características del fluido se escoge de entre todos el techo flotante para el depósito de almacenamiento.

Los techos flotantes internos y los accesorios deben estar diseñados y contruidos para permitir que el techo opere normalmente sin atención manual y fuera de daños para cualquier parte construida del techo, del techo flotante, del tanque y accesorios. Los techos flotantes serán diseñados y contruidos para flotar en un posición horizontal, capaces de soportar una carga viva de hombre.

Por tanto, el depósito que se diseñará y que podrá cumplir con el cometido ajustándose a la normativa es de tipo cilíndrico vertical con techo flotante con cubierta exterior y fondo plano.

Cabe decir que para el almacenamiento para el tolueno se utilizará acero al carbono SA-285 como material para todos sus elementos.

9.4. Dimensiones de los depósitos

Se necesitan 2 tanques para abastecer a la planta. Ambos tanques se llenarán hasta un 50% para poder disponer de espacio suficiente en caso de que aumente la carga de la línea de proceso. Además se instalarán dos tanques más con la misma capacidad para asegurar a la planta la materia prima, por si fallara alguno o los dos a la vez.

Los cuatro tanques serán idénticos, teniendo todos una altura de 12,192 *m* (40 *ft*) y un diámetro de 42,672 *m* (140 *ft*)

Tabla 9.1. Dimensiones del depósito de tolueno

Volumen depósito	17413, 0295 m ³
Altura depósito	12,192 m
Diámetro depósito	42,672 m

9.5. Elementos constitutivos del depósito de almacenamiento

Los elementos que forman parte de un tanque son los siguientes:

9.5.1. Fondo

El diseño del fondo de los tanques de almacenamiento depende de los cimientos usados para soportar el tanque, del método que se utilizará para desalojar el producto almacenado, de la corrosión del fondo y del tamaño del tanque. Lo que conduce al uso de un fondo plano, donde la resistencia permisible del suelo deberá ser por lo menos de $1,465 \text{ Kg/cm}^2$.

Los fondos de tanques de almacenamiento cilíndricos verticales son generalmente fabricados de placas de acero con un espesor igual al usado en el cuerpo. Esto es posible para el fondo, porque se encuentra soportado por una base de hormigón que soportará el peso de la columna de tolueno; además, la función del fondo es lograr la hermeticidad para que el producto no se filtre por la base.

El espesor se calcula por condiciones de diseño y a través de una prueba hidrostática llegando a dos valores; el espesor mayor será el elegido.

El espesor fijado se calculó en el *Anexo 8* del presente proyecto y su resultado fue de $7,9 \text{ mm}$. Pero para homogeneizar las dimensiones del tanque, el espesor del fondo será igual al del cuerpo, que es mayor que éste; es decir, se tomará un espesor de $9,5 \text{ mm}$. (Véase siguiente apartado).

9.5.2. Cuerpo

El espesor del cuerpo del depósito se calcula igualmente por condiciones de diseño o por condiciones de prueba hidrostática escogiendo así el que mayor espesor indique.

El espesor mayor calculado fue por la prueba hidrostática con un valor de 9,5 *mm*.

9.5.3. Techo flotante

Los techos flotantes tienen como objeto eliminar la cámara de aire comprendida entre el espejo de líquido y el techo, con la finalidad de que el fluido no se evapore, causando riesgos tanto para la seguridad del tanque como para el medio ambiente, así como un decremento considerable en el volumen almacenado en el tanque.

El espesor del antedicho está regido por normativas según el material usado. Por ello, su espesor es de 4,8 *mm*.

9.5.4. Techo fijo

El tanque cuenta con un techo fijo, que protege al flotante, para poder evitar el contacto directo con la radiación solar y precipitaciones pluviales.

Es necesario que el tanque tenga un mismo espesor tanto en el fondo, como en el cuerpo y en el techo fijo; así se toma para el techo un espesor igual a 9,5 *mm*.

A modo de resumen, para poder conseguir el adecuado diseño del tanque, el tanque tiene como espesores los que se exponen en la siguiente tabla.

Tabla 9.2. Espesores de los elementos del tanque

Espesor fondo	9,5 mm
Espesor cuerpo	9,5 mm
Espesor techo flotante	4,8 mm
Espesor techo fijo	9,5 mm

9.6. Cimentación

El depósito, como anteriormente se comentó, estará soportado sobre una estructura de hormigón de 0,5 *m* de altura. Dicha estructura está situada sobre una plataforma elevada como mínimo 0,3 *m* del suelo, otorgando estabilidad al tanque.

9.7. Accesorios

Escaleras

Las escaleras tienen la finalidad de situar al personal que así lo requiera en una zona del tanque que necesite de constante mantenimiento o supervisión, generalmente sobre el techo donde se localizan diversas boquillas y la entrada hombre, además de brindar protección y seguridad al personal.

Al techo flotante se le debe proporcionar una escalera que se ajuste automáticamente a cualquier posición del techo de manera que siempre se tenga acceso al mismo. La escalera se debe diseñar para la trayectoria completa del techo sin importar el ajuste normal de las patas de soporte de ésta. Se suministra una escalera deslizante, que debe tener un pasamanos a ambos lados y en todo el largo de la misma.

Al cuerpo del tanque también se le suministrará otra escalera circular. Las escaleras circunferenciales estarán completamente soportadas en el cuerpo del tanque.

El ancho de las escaleras será de 610 *mm* y el ancho de los peldaños será de 203 *mm*. Los peldaños deberán estar hechos de material antiderrapante.

Registro boca hombre

Se debe suministrar por lo menos un registro en el techo para proporcionar acceso al interior del tanque, así como para ventilación cuando el tanque esté vacío. Además se proporcionará otra para el cuerpo del mismo. El tamaño mínimo debe ser de 610 *mm* con tapas herméticas empacadas y atornilladas.

Dispositivos para centrar y evitar la rotación del techo

Se deben suministrar los dispositivos necesarios para mantener el techo en una posición centrada. Estos dispositivos deben ser capaces de soportar las cargas laterales ocasionadas por la escalera del techo, cargas de nieve, cargas por viento o carga por sismo.

Dispositivos de medición

El techo debe tener una boquilla con tapa hermética que permita la medición del líquido almacenado.

Boquillas

Todos los tanques de almacenamiento deberán estar provistos de boquillas, las que a continuación se dan, son las mínimas requeridas que deberán ser instaladas en los tanques de almacenamiento.

- 1.- Entrada de producto
- 2.- Salida de producto
- 3.- Venteo

El depósito dispone de una tubería de llenado, en conexión roscada. Y por otro lado, el drenaje de líquido se realizará por la parte inferior de la carcasa mediante una tubería con conexión bridada.

Contarán con una boquilla exclusiva para venteo, la que tendrá que ser diseñada y calculada, con la finalidad de que dentro del tanque no se genere presión interna al ser llenado o vaciado, el cual debe colocarse de ser posible, en la parte más alta del tanque.

9.8. Cubeto de retención

El cubeto de retención no es más que el área limitada que se dispone alrededor de los tanques para evitar el derrame del fluido contenido en mismos en caso de rotura.

Según especificaciones el área tendrá una superficie tal que el tanque este separado del muro a una distancia igual a la altura del depósito más alto (en este a caso los depósitos son idénticos); y la distancia entre tanques no será menor al diámetro del mismo.

Esto hace que el lado del cubeto tenga una longitud total igual a $152,5\text{ m}$ y una superficie de $23256,25\text{ m}^2$.

Según la normativa, para fijar la altura del cubeto será necesario conocer el volumen que podría abarcar en caso de rotura. Ha de tener la capacidad suficiente como para contener la capacidad del tanque mayor y una 30% de los restantes. Además se sobredimensiona en un 10 % para una mayor seguridad. Por ello la altura de la pared es de $1,60\text{ m}$.

Para evitar roturas, en particular en caso de incendio, las paredes de los cubetos estarán construidas por diques de tierra. Las paredes laterales de los cubetos deben ser impermeables y las de las esquinas deberán estar reforzadas.

Los cubetos deberán estar provistos de drenajes de aguas sin contaminar. Éstos consisten en una tubería de 20 cm de diámetro que atraviese el muro del cubeto en el punto más bajo del mismo, provista de

una válvula en la parte exterior del cubeto que permita la evacuación de las aguas de lluvia a la red de aguas limpias.

Las bombas para trasiego deben estar situadas en el exterior de los cubetos de retención y queda prohibido el empleo permanente de mangueras flexibles en el interior del cubeto.

Como resumen, se añade las dimensiones del cubeto de retención en la siguiente tabla:

Tabla 9.3. Dimensiones del cubeto de retención

Distancia Tanque-Tanque	42,672 m
Distancia Tanque-Cubeto	12,192 m
Longitud cubeto	152,5 m ²
Superficie cubeto	23256,25 m ²
Altura muro de tierra	1,60 m

CAPÍTULO 10. SISTEMA DE CONDUCCIONES, BOMBAS Y ACCESORIOS

10.1. Introducción

En el capítulo que se presenta se va a proceder a describir el sistema de tuberías que conducen los fluidos de equipo a equipo. Su dimensionamiento es principalmente función del fluido que circula en ellas y de las características del material con la que se fabrican.

Las características principales que se van a obtener al diseñarse son: el diámetro óptimo, la velocidad del fluido en su interior y el espesor que tendrá para soportar todas las tensiones y las pérdidas de carga en función de la longitud de las tuberías.

Para conseguir hallar todos los parámetros se ha seguido principalmente el código ASME B.31.3 "*Process Piping*" para tuberías a presión.

Además habrá que estimar si las pérdidas de carga son admisibles o por el contrario se debe ayudar a superar dichas pérdidas con equipos auxiliares.

Por otro lado, se describirán las válvulas y accesorios que recorren las conducciones.

10.2. Sistema de conducción

Las tuberías son conducciones cerradas de sección circular necesarias para trasladar de un punto a otro de una instalación diversos fluidos,

En el **Anexo 9** a la presente Memoria, se ha desarrollado los cálculos necesarios para la estimación de las características de las mismas.

Las tuberías se fabrican en dimensiones normalizadas, es decir, con un diámetro interno y un espesor de pared fijo. Los diámetros nominales normalizados están comprendidos en el intervalo de 1/8 a 30 *pulgadas (in)* (0,32-76 *cm*), y no coinciden por lo general con el diámetro externo ni con el interno.

- Para tuberías de 3 a 12 *in*, el valor nominal se aproxima al diámetro interno real.
- Para tuberías pequeñas el diámetro nominal no corresponde a ninguna dimensión real.
- Para tuberías grandes, de más de 12 *in*, el diámetro nominal es igual al diámetro externo real.

Sin tener en cuenta el espesor de la pared, el diámetro externo de todas las tuberías, correspondientes a un determinado diámetro nominal, es el mismo, con el fin de poder intercambiar los accesorios.

En la norma ASA (*American Standards Association*) se presentan los valores de los diámetros de tubería de acero, pero para tuberías de otros materiales se fabrican también con el mismo diámetro externo que las tuberías de acero.

Los materiales con que se construyen las conducciones son muy diversos, tales como el acero al carbono, acero inoxidable, hierro forjado, etc., y cada uno responde a una necesidad concreta. En la planta objeto de diseño, las tuberías son de acero al carbono y acero inoxidable, ya que son materiales resistentes a flujos corrosivos.

Para la selección de las tuberías se estudia primeramente la resistencia que ésta presenta a la corrosión. Y mucho tiene que ver la

temperatura de trabajo que condiciona definitivamente el material que se utiliza para la línea.

Para conocer el espesor de tubos se debe tener en cuenta principalmente la presión de operación y para conocer la sección por donde el fluido traspasa, se debe conocer la velocidad admisible.

Todo lo mencionado hasta aquí, no es más que la parte técnica, porque otra variable importante es el costo de las tuberías aunque éste no influye a la hora de decidir el tipo de material a no ser que para un mismo servicio cumplan varios materiales de igual forma. En ese caso se elige el más económico.

En la siguiente tabla se reúnen las principales características de las tuberías a excepción de las auxiliares que no son objeto del presente proyecto.

Tabla 10.1. Características de las líneas principales de la planta

Línea	Diámetro Nominal (in)	Diámetro externo (in)	Espesor (in)	Pérdida de carga por metro (Pa/m)	Pérdida de carga (Pa)	Espesor aislante (mm)
1	6	6,625	0,109	370,2	59914,8	40
1.1	6	6,625	0,134	474,04	4009,8	40
2	6	6,626	0,28	618,8	37743,4	40
3	8	8,625	0,438	566,6	3139,6	90
4	10	10,75	0,307	82,9	3923,3	50
5	12	12,75	0,406	95,5	4326,5	50
6	10	10,75	1	1003,9	36923,7	150
6.1 y 6.3	5	5,563	0,625	4552,2	47260,7	140
6.2	5	5,563	0,625	4552,2	19078,2	140
7	18	18	1,562	76,2	4070,5	190
7.1 y 7.3	10	10,75	1	80,5	1199,4	150
7.2	10	10,75	1	80,5	877,2	150
8.1 y 8.3	16	16	1,437	225,1	4240,9	180
8.2	16	16	1,437	225,1	6868,4	180
9	24	24	2,343	174,4	6529,7	200
10	30	30	0,687	157,9	6607,5	180

10.3. Uniones de las secciones de los tubos

La conexión de tuberías con un diámetro mayor de 2 *in*, se hace habitualmente por medio de bridas o soldaduras. Las bridas son dos discos iguales o anillos de metal, unidos mediante tornillos que comprimen la junta que está situada entre sus caras. Las bridas se unen a la tubería por rosca o soldadura. Una brida sin abertura, empleada para cerrar una tubería, recibe el nombre de brida ciega.

Para unir las diferentes piezas de una tubería de acero, especialmente en procesos en los que la presión o la temperatura son elevadas, la soldadura ha llegado a ser el método más normal. Se utiliza como norma general para tuberías de diámetro superior a las dos pulgadas. Las uniones hechas por soldadura son herméticas. La principal desventaja consiste en la dificultad de realizar los recambios.

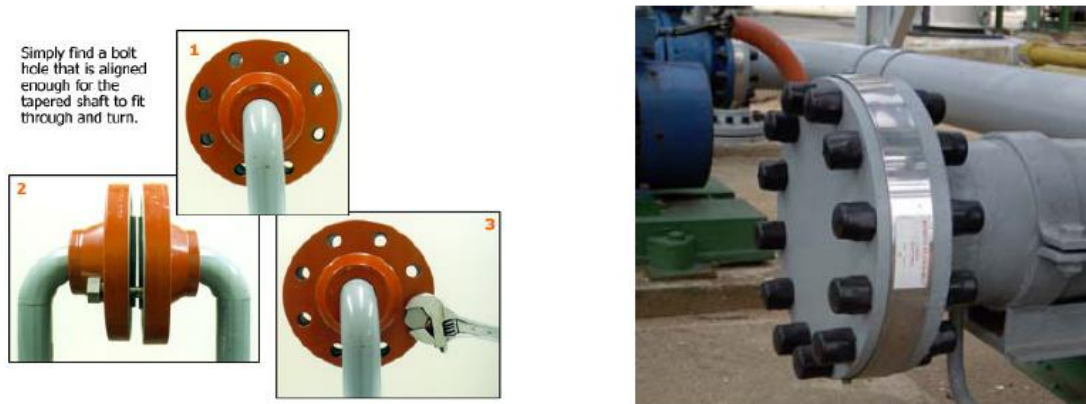


Fig. 10.1. Bridas de conexión y brida ciega

10.4. Accesorios de las conducciones

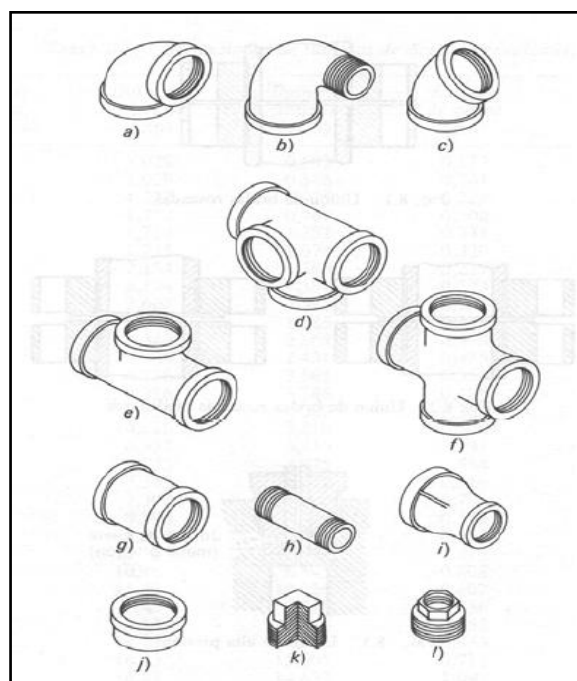
Los fluidos que circulan por las conducciones con frecuencia han de cambiar de dirección, sufrir estrechamientos, ensanchamientos, ramificaciones, etc. Para ello, existen accesorios de muy diversas clases, cuyos diámetros y roscas coinciden con los nominales de las tuberías comerciales. En general, las roscas pueden ser macho o hembra, pudiendo

existir accesorios cuyas dos roscas presenten cualquier posible combinación: doble macho, macho-hembra, doble hembra.

Los grupos de accesorios más importantes son los que siguen:

- Ramificaciones (tes y crucetas): Pueden tener tres o cuatro salidas, en un mismo plano o en planos diferentes. También pueden tener alguna salida de tamaño diferente a las otras. Se utilizan para separar una corriente en varias, o para juntar dos corrientes en una tercera, etc.
- Codos: Son accesorios para cambiar de dirección la tubería. Se fabrican de 45 o 90°, con radios pequeños, medio o grande. Al igual que en las ramificaciones pueden darse codos con reducción simultánea. Tanto unos como otros presentan generalmente escasa pérdida de carga.
- Manguitos: Sirven para unir dos tramos rectos de tubería. Según sean las roscas de sus extremos pueden ser doble hembra, doble macho, macho-hembra y con reducción.
- Tapones ciegos: Sirven para cerrar extremos de tuberías. Pueden ser macho o hembra, en caso de ser roscados. Si la unión a la tubería es mediante bridas, se denomina brida ciega.

- a) Codo de 90°
- b) Codo de 90° con reducción
- c) Codo de 45°
- d) “Te” plana con salida lateral
- e) “Te” plana
- f) Cruceta
- g) Manguito doble hembra
- h) Manguito doble macho
- i) Manguito macho-hembra con reducción
- j) Tapón ciego hembra
- k) Tapón ciego macho
- l) Casquillo



10.5. Válvulas

Las válvulas son dispositivos que sirven para regular o impedir la circulación del fluido por una conducción.

Las partes principales de las que consta una válvula (excepto la de retención) son:

- Órgano de cierre inserto en la conducción, que es el que modifica la sección de paso del fluido al ser accionado exteriormente.
- Aparato de manipulación externo que comunica el movimiento de giro, a través de un eje, al órgano de cierre.

En el eje debe de existir siempre un sistema de ajuste entre la parte móvil y la fija que evite las fugas del fluido, pero permitiendo una aceptable libertad de movimiento al eje.

Existen numerosos tipos de válvulas, según la finalidad a que se destinen, aunque de una forma general se pueden clasificar en dos grandes grupos:

- Válvulas de corte de flujo (también llamadas todo-nada o on-off).
- Válvulas de regulación
- Válvulas de seguridad
- Válvulas de control

10.5.1. Válvulas de corte de flujo

Las válvulas de corte de flujo se caracterizan por sus dos posiciones extremas de funcionamiento: totalmente abiertas o totalmente cerradas.

En este tipo de válvulas, el órgano de cierre ocupa prácticamente toda la sección de la conducción, de tal forma que al estar completamente abiertas, el fluido no encuentra apenas estrechamiento alguno, por lo que no se produce pérdida de presión ni aumento de velocidad.

Dentro de las válvulas de corte de flujo existen diversos tipos, pudiendo resumirse los más importantes en:

- De compuerta
- De retención
- De bola
- Tronco-cónica
- De mariposa

Válvula de compuerta

El órgano de cierre es un disco perpendicular a la dirección del flujo, que se mueve verticalmente, sin girar, bajo la acción del husillo. El disco tiene forma de cuña y se adapta a un asiento que tiene la misma forma. Cuando se abre la válvula el disco se eleva hasta que queda completamente fuera de la trayectoria del fluido, por lo que cuando está totalmente abierta, deja una sección de paso igual a la de la tubería, y no se produce variación en la dirección del flujo. Son adecuadas para abrir o cerrar completamente la conducción.



Fig. 10.1 Válvula de compuerta

Válvula de retención

Sólo permiten el paso de fluido en un solo sentido. Se abren debido a la presión del fluido que circula en un determinado sentido; cuando se detiene el flujo o tiende a invertirse, la válvula cierra automáticamente por gravedad o por medio de un resorte que presiona la pieza móvil. En la figura se muestran tres de los tipos más utilizados: de bola, de elevación y de bisagra.

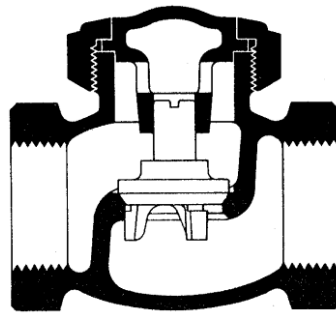


Fig. 10.2 Válvula de retención

Válvulas de bola y troncocónica

El órgano de cierre es una bola o tronco de cono, respectivamente, con una perforación diametral de igual sección que la de la tubería. El movimiento completo de accionamiento de la válvula es $\frac{1}{4}$ de vuelta, con el que pasan de estar totalmente cerradas a totalmente abiertas. En esta última posición, como ocurría con las válvulas de compuerta, la pérdida de presión es muy pequeña, y no hay alteración en la dirección del flujo.



Fig. 10.3 Válvula de bola

Válvulas de mariposa

El órgano de cierre es un disco de igual sección que la tubería, que gira alrededor de su diámetro horizontal accionado por un eje solidario que sale al exterior. Cuando está totalmente abierta, el disco queda en medio de la conducción, paralelamente al flujo del fluido. Cuando está medio cerrada, la presión del fluido sobre el disco tiende a cerrarla del todo.



Fig. 10.4 Válvula de mariposa

10.5.2. Válvulas de regulación

Las válvulas de regulación, sin embargo, están diseñadas específicamente para poder regular el flujo, y son de accionamiento más lento que las anteriores.

En las válvulas típicas de regulación, el órgano de cierre es de menor tamaño que en las de corte de flujo, y actúa sobre una sección reducida, inferior a la de la tubería. Por ello, provocan una pérdida de presión mayor, alcanzándose velocidades también mayores. El fluido es obligado normalmente a cambiar de dirección, debiendo recorrer un camino tortuoso, por lo que las pérdidas de carga locales pueden ser considerables.

Los dos tipos más importantes son las de asiento y aguja, por un lado, y las de diafragma, por otro.

Válvulas de asiento y de aguja

Son las válvulas por excelencia para la regulación del caudal.

En las válvulas de asiento el órgano de cierre es un asiento troncocónico o semiesférico, mientras que en las válvulas de aguja es una aguja cónica. En cualquier caso, tanto el asiento como la aguja hacen de cierre apoyándose sobre una base fija en forma de silla apoyada en el interior de la conducción.

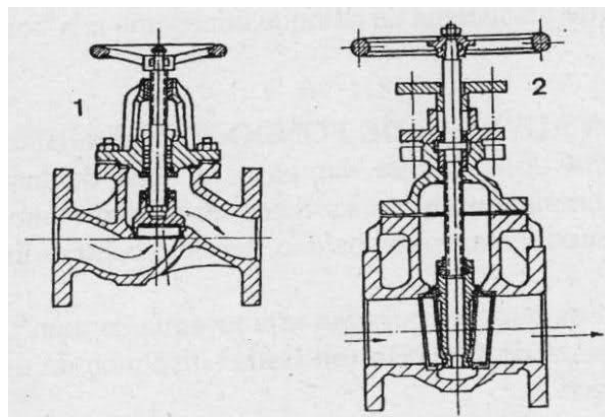


Fig. 10.5. Válvula de asiento (1) y válvula de aguja (2)

Válvulas de diafragma

Constan de una membrana accionada exteriormente por un eje móvil, que la desplaza hasta producir el cierre total al entrar en contacto con un saliente de la pared interna de la tubería. La membrana suele ser de un material elástico, como caucho, plástico, etc., y presenta los inconvenientes de tener una duración limitada y resistir presiones no muy grandes. Son especialmente adecuadas para controlar el caudal de los fluidos con sólidos en suspensión, pudiéndose instalar en cualquier posición.



Fig. 10.6. Válvula de diafragma

10.5.3. Válvulas de seguridad

Este tipo de válvulas se usan para evitar sobrepresiones que puedan generar problemas de seguridad en los equipos. Suelen llevar un disco de ruptura que está diseñado a una presión menor que la de diseño del equipo, por lo que si esta se supera, el disco de ruptura se rompe y deja escapar el fluido, al aire en caso de fluidos no peligrosos (vapor de agua) o a la red de antorcha de una refinería en caso de ser fluidos más peligrosos.

10.5.4. Válvulas de control

Este tipo de válvulas son las encargadas de hacer que la planta funcione dentro de unos parámetros óptimos. Las válvulas de control pueden ser de cualquier tipo de los antes mencionado, salvo en el caso de las de seguridad y corte, y lo que las diferencia es que en este caso el vástago de la válvula no es accionado mediante un par de torsión por una manivela, sino que hay un sistema hidráulico o mecánico controlado eléctricamente mediante un lazo de control automático.

10.5.5. Válvulas en la línea de proceso

En el proyecto que se presenta se disponen de las siguientes válvulas:

Tabla 10.2. Válvulas en la línea

Tipo de válvula	Cantidad
De reducción de presión	1
Válvula de seguridad	5
Válvula de control	7
Válvula de retención	1

10.6. Sistema de impulsión

Los aparatos dedicados a la impulsión de líquidos se denominan bombas, que son máquinas hidráulicas que transfieren energía mecánica a un fluido incompresible.

La selección y aplicación adecuadas de las bombas requiere una comprensión de sus características de funcionamiento y usos típicos.

Cuando se selecciona una bomba para una aplicación particular, se deben considerar los siguientes factores:

- La naturaleza del líquido que se va a bombear.
- La capacidad requerida (caudal volumétrico).
- La carga total de la bomba.
- El tipo de fuente de alimentación (motor eléctrico, motor diesel, turbina de vapor).
- Costo de la bomba, de su instalación, de operación y mantenimiento.
- Y otros factores como: códigos y estándares que rigen a las bombas, condiciones en el lado de la succión (entrada) y en el lado de la descarga (salida) de la bomba, tipo de sistema al que la bomba está entregando el fluido, limitaciones de espacio, peso y posición y condiciones ambientales.

La naturaleza del fluido está caracterizada por su temperatura en las condiciones de bombeo, densidad, viscosidad, tendencia a generar corrosión o erosión en las diferentes partes de la bomba y presión de vapor

a la temperatura de bombeo. El término presión de vapor se utiliza para definir la presión en la superficie libre de un fluido debido a la formación de un vapor. La presión de vapor se eleva conforme la temperatura del líquido se eleva, y es esencial que la presión a la entrada de la bomba permanezca por encima de la presión de vapor del fluido, ya que en caso contrario se produce la ebullición del líquido, que puede causar daños en la bomba, proceso al cual se le conoce como cavitación.

Una vez seleccionada la bomba, el fabricante debe especificar una serie de características (en un proyecto es indispensable), entre las que podemos citar las siguientes:

- Tipo de bomba y fabricante.
- Capacidad, carga, rendimiento y NPSHr (carga de succión neta positiva requerida)
- Tamaño de la bomba.
- Tamaño y tipo de la conexión de la succión y de la conexión de la descarga.
- Velocidad de operación.
- Especificaciones de la alimentación.
- Tipo de acoplamiento, fabricante, número de modelo.
- Características de montaje.
- Materiales y accesorios especiales que se requieran si los hay.
- Diseño del sellado y materiales de sellado.

Los catálogos de bombas y los representantes de los fabricantes proporcionarán la información necesaria para ayudar a la selección y especificación de las bombas y del equipamiento de los accesorios.

Los factores que se necesitan para elegir las bombas que tendrán lugar en la planta se encuentran desarrollados en el *Anexo 9* de la memoria de cálculo.

10.6.1. Bombas utilizadas en la línea de procesos

En el presente Proyecto Fin de Carrera se ha requerido el uso de dos bombas. Una, cuya función principal será el drenaje del tanque de almacenamiento de tolueno, aporta a su vez presión (B-01). Pero ésta no es suficiente ya que el tolueno, antes de su entrada al intercambiador IC-01, debe alcanzar 35 bar. Por ello se propone una segunda bomba (B-02), puesta en serie con la primera, para cumplir el objetivo principal.

Ambas bombas serán sobredimensionadas, es decir, se colocarán dos bombas conectadas en bypass con el fin de incrementar la vida útil de las mismas combinando periódicamente su uso y si en el caso de que fallara una, no parar la producción. El diseño se realizará sólo para una de ellas puesto que se trata de equipos idénticos.

El tipo de bomba que se utiliza es centrífuga.

10.6.2. Bombas centrífugas

Son las más usadas debido a sus ventajas: gran versatilidad, bajo coste, fácil diseño, operación y mantenimiento.

Las bombas centrífugas constan de:

- Una tubería de aspiración, que concluye prácticamente en la brida de aspiración.
- El impulsor o rodete, formado por una serie de álabes de diversas formas que giran dentro de una carcasa circular. El rodete va unido solidariamente al eje y es la parte móvil de la bomba. El líquido penetra axialmente por la tubería de aspiración hasta el centro del rodete, que es accionado por un motor, experimentando un cambio de dirección más o menos brusco, y absorbiendo un trabajo. Los álabes del rodete someten a las partículas de líquido a un movimiento de rotación muy rápido, siendo proyectadas hacia el exterior por la

fuerza centrífuga, de forma que abandonan el rodete hacia la voluta a gran velocidad. En la voluta se transforma parte de la energía cinética adquirida en el rodete, en energía de presión, siendo lanzado el líquido contra las paredes del cuerpo de bomba y evacuado por la tubería de impulsión. La carcasa, (voluta), está dispuesta en forma de caracol, de tal manera, que la separación entre ella y el rodete es mínima en la parte superior y va aumentando hasta que las partículas líquidas se encuentran frente a la abertura de impulsión. De esta forma aumenta la presión del líquido a medida que el espacio entre el rodete y la carcasa aumenta.

- Una tubería de impulsión.

10.6.3. Características de las bombas B-01 y B-02

Las dos bombas utilizadas en la línea de producción de benceno tienen las siguientes características.

Tabla 10.3. Características de las bombas de la línea

	B-01	B-02
Tipo de Bomba	Centrífuga	Centrífuga
Altura manométrica	131,6 m	275,05 m
NPSHd	11,484 m	140,57
NPSHr	3,5 m	9 m
Potencia	53,9 kW	112,6 kW

CAPÍTULO 11. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN

11.1. Introducción

Para lograr la producción deseada y al mismo tiempo mantener la seguridad de la planta es necesario conseguir un buen funcionamiento del proceso. Para ello, de forma automatizada, se deben de mantener una serie de variables controladas. Estas variables, como el caudal, la temperatura, la presión, etc., están expuestas a cambios y perturbaciones durante todo el proceso de síntesis de los que se deberán tomarse medidas que garanticen dicho control.

Las acciones que se toman son llevadas a cabo mediante lazos de control. Éste está compuesto, básicamente, por un sensor de cualquier variable que mide y transmite la señal al controlador. Éste último compara el valor de la variable con el punto de consigna y detecta el error. Además contiene un elemento final de control que modifica directamente el valor de la variable corrigiéndola.

Estas variaciones y sus correspondientes correcciones son recogidas en la sala de control de la Refinería.

11.2. Sistema de control

A continuación, se presenta el control que se lleva a cabo en los equipos que forman parte de esta línea de producción indicando las variables que son necesarias medir, calcular para su corrección y su posterior manipulación.

El control vendrá representado con un Diagrama P&D del proceso en el documento *Planos*.

Antes de considerar el control de cada equipo, cabe mencionar que todas las líneas llevan un indicador de presión (Lazo 2) para controlar el nivel de presión de cada una de ellas.

Por otro lado, aunque se han omitido en el diagrama de control por motivos de concisión, tanto los intercambiadores de calor como cada uno de los reactores tienen asignadas las antorchas que alivian la presión de los equipos en caso de ser necesario.

La nomenclatura que se considera en el diagrama es la siguiente: La primera letra indica la variable medida. A continuación se muestra el significado de las mismas:

Tabla 11.1. Primera letra de la instrumentación

A	Análisis	M	Humedad
D	Densidad	P	Presión
E	Voltaje	S	Velocidad
F	Caudal	T	Temperatura
I	Corriente	V	Viscosidad
J	Potencia	W	Peso
L	Nivel	Z	Posición

La segunda letra puede cualificar a la primera, aunque en este caso, no se dispone ninguna.

Tabla 11.2. Segunda letra de la instrumentación

D	Diferencial
F	Relación
S	Seguridad
I	Integración

Y las sucesivas indican la función del instrumento:

Tabla 11.3. Tercera letra de la instrumentación

I	Indicador	V	Válvula
R	Registro	Y	Cálculo
C	Control	H	Alto
T	Transmisor	L	Bajo

11.2.1. Control e instrumentación asociada al depósito de almacenamiento. Lazo 01.

Se realizará un control al nivel del tanque donde está almacenado el tolueno. Se dispondrán de un medidor para el mínimo nivel.

Medición de la variable:

Control del nivel existente en el depósito de almacenamiento de alimentación de tolueno. El medidor mostrará los datos de forma continúa.

Controlador:

Control que recogerá los datos indicando si el nivel está por debajo del mínimo actuando directamente sobre la válvula de compuerta.

Manipulación de la variable:

Se accionará la válvula tipo “todo-nada” a la salida del tanque corrigiendo la variable. Además se dispondrá de una alarma de alto y bajo nivel que dará aviso de la fluctuación de nivel sobre 50% y bajo el 10%, respectivamente.

11.2.2. Control e instrumentación asociada al intercambiador de calor para el tolueno IC-01. Lazo 03.

Se controlará la temperatura de salida de la carcasa y el nivel del líquido en la misma además de la presión.

11.2.2.1. Control de la temperatura y el nivel

Medición de la variable:

Control de la temperatura del tolueno a la salida del evaporador.

Controlador:

El controlador de la temperatura recogerá los datos indicando si la temperatura es la requerida.

Manipulación de la variable:

Se efectuará un control en cascada del flujo y la temperatura del tolueno con “*override*” del nivel.

En el lazo interno se verifica que el caudal de salida del tolueno es el consignado, corrigiéndose toda desviación. Si la temperatura no es la requerida, (el sensor pertinente envía información al controlador de flujo), el caudal de entrada del efluente del reactor que actúa como calefactor será modificado. Por último, cualquier cambio en el nivel del líquido en carcasa es compensada por modificación del mismo caudal anterior.

La acción de control consiste en la regulación de la válvula correspondiente.

11.2.2.2. Control de la presión

Medición de la variable:

Control de la presión a la salida de la carcasa.

Controlador:

Medidor que recogerá los datos indicando si la presión varía a lo largo del equipo. Para ello se recurre al empleo de válvulas de desahogo de seguridad, que aliviarán la presión ante posibles aumentos.

Manipulación de la variable:

Ante un aumento de la presión, las válvulas descargarán de forma gradual dicha presión hasta alcanzar el nivel de trabajo.

11.2.3. Control e instrumentación asociada al horno H-01

Se realizará un control a la temperatura a la salida del horno, de la cantidad de combustible alimentado al horno y del exceso o defecto de aire.

11.2.3.1. Control de la temperatura, flujo de gas y aire. Lazo 4

Medición de la variable:

Control de la temperatura, flujo de gas y aire.

Controlador:

Control que recogerá los datos de las corrientes de salida del horno, indicando si la temperatura es la requerida para su proceso en los reactores.

Manipulación de la variable:

Se efectuará control de proporciones sobre los caudales de combustible y aire alimentados a los quemadores del horno. Se medirá en un primer ciclo interno el flujo de gas natural, modificándose su caudal cuando éste se aleje de su punto de consigna. Toda variación del caudal de gas natural repercute directamente en la proporción de aire, por lo que el medidor de flujo de éste queda conectado a un control de proporciones que ordena las correcciones al controlador de flujo de aire, a su vez conectado con el medidor de caudal, de modo que el alejamiento de cualquiera de los caudales de aire o combustible de sus consignas es corregido por la acción del control descrito.

En lazo externo, los indicadores de temperatura de las corrientes salientes del horno envían su medida al controlador de flujo de combustible,

cerrándose el ciclo y quedando controlada la temperatura, parámetro crítico para la reacción que tendrá lugar posteriormente.

La acción de control en este caso es la modificación de la entrada al horno de combustible, cuando la temperatura no es la que se requiere.

Además se debe contar con un análisis de los gases de combustión por medio de analizadores de humos.

El control de la llama es otro parámetro que permite conocer si la proporción de aire a combustible es deficiente, en cuyo caso, la llama aparece de color amarillo (normalmente debe presentar un color azulado).

Otro método para saber si el funcionamiento es correcto es el rendimiento térmico medido a través del consumo de combustible. Un bajo rendimiento puede indicar un elevado exceso de aire.

11.2.4. Control e instrumentación asociada al reactor

Se controlará la temperatura, la presión y el caudal.

11.2.4.1. Control de temperatura. Lazos 5 a 7

Medición de la variable:

Se mide la temperatura a la salida de los tubos donde se produce la reacción.

Controlador:

Control que recogerá los datos indicando si la temperatura está por encima de la que se espera pues el reactor se debe comportar de manera isotérmica. Será necesario aumentar el caudal de agua condensada de refrigeración si la temperatura de salida es mayor a la de su entrada.

Manipulación de la variable:

Se practicará control en lazo simple, manipulando el flujo de la corriente de condensado que entra al reactor según lo dicho anteriormente.

11.2.4.2. Control de caudal. Lazos 8 a 10Medición de la variable:

Se mide el caudal de cada uno de los ramales de salida de los reactores.

Controlador:

Control que recogerá los datos indicando si el caudal de cada ramal está por encima de lo designado.

Manipulación de la variable:

Se practicará control en lazo simple, manipulando la válvula de flujo de cada uno de los ramales de salida del reactor.

11.2.4.3. Control de la presiónMedición de la variable:

Control de la presión a la salida de los tubos donde se produce la reacción.

Controlador:

Medidor que recogerá los datos indicando si la presión varía a lo largo del reactor. Para ello se recurre al empleo de válvulas de desahogo de seguridad, las cuales permiten aliviar la presión ante posibles aumentos en el valor registrado de la variable.

Manipulación de la variable:

Ante un aumento de la presión, las válvulas descargarán de forma gradual dicha presión hasta alcanzar el nivel de trabajo.

11.2.5. Control e instrumentación asociada al intercambiador de calor IC-02. Lazo 11.

Es fundamental, en este caso, el control de la temperatura. También se medirá la presión ante posibles saltos.

11.2.5.1. Control de la temperatura

Medición de la variable:

Se mide la temperatura a la salida de la carcasa por donde fluye el hidrógeno.

Controlador:

Control que indicará si la temperatura es la requerida a la entrada del horno.

Manipulación de la variable:

Se efectuará un control en cascada del flujo y la temperatura del hidrógeno. En el lazo interno se verifica que el caudal de salida del hidrógeno por carcasa es el consignado, corrigiéndose toda desviación. Si la temperatura no es la requerida, (el sensor envía información al controlador de flujo), el caudal de entrada del efluente del reactor que actúa como calefactor es modificado en consecuencia.

La acción de control consiste en la regulación de la válvula correspondiente.

11.2.5.2. Control de la presión

Medición de la variable:

Control de la presión a la salida de la carcasa.

Controlador:

El medidor recogerá los datos indicando si la presión varía a lo largo del paso del fluido por el equipo. Para ello se recurre al empleo de válvulas de desahogo de seguridad, que aliviarán la presión ante posibles aumentos.

Manipulación de la variable:

Ante un aumento de la presión, las válvulas descargarán de forma gradual dicha presión hasta alcanzar el nivel de trabajo.

11.2.6. Control e instrumentación a la reducción de presión del hidrógeno de alimento. Lazo 12.

Se prevé el control de la presión del hidrógeno suministrado por Refinería, para su adecuación a la presión requerida de operación en los reactores.

Medición de la variable:

Se mide la presión de la línea de hidrógeno proporcionada por Refinería.

Controlador:

Control que indicará si la presión es la requerida a la entrada del horno.

Manipulación de la variable:

Se practicará control en lazo simple, manipulando la válvula reductora de la línea de hidrógeno.

CAPÍTULO 12. MANTENIMIENTO

12.1. Introducción

El mantenimiento es un servicio que se encuadra dentro de la gestión de una empresa en la función de producción, y sin él, difícilmente se llegaría a realizar de forma continua un proceso industrial para obtener un determinado producto. Cualquier proceso industrial tiene como objetivo emplear el capital mínimo en instalaciones, maquinaria y mano de obra para que, obteniendo la calidad y cantidad deseada, puedan conseguirse los mayores beneficios.

Conseguir, por tanto, un óptimo mantenimiento, hará que la productividad que se alcance sea la mejor y mayor y ello conllevará a que las pérdidas económicas, los accidentes, las emisiones no deseadas al medio ambiente y catástrofes sean nulos.

Mantener los equipos de producción e instalaciones en perfectas condiciones de funcionamiento es el factor más importante a tener en cuenta para lograr este objetivo.

La seguridad de funcionamiento de los sistemas de producción se puede definir como el conjunto de medidas, normas, medios y actuaciones que tienen como finalidad que el plan de producción se desarrolle tal y como estaba previsto, siempre dentro de los riesgos técnicos que han sido asumidos.

Así mismo, la higiene industrial está directamente ligada al control de los riesgos para la salud que resultan del desempeño de una labor en la misma planta. Su contenido es básicamente técnico y su fin último es la prevención de las enfermedades a los profesionales a través de la aplicación de técnicas de ingeniería que actúan sobre los contaminantes del ambiente de trabajo.

12.2. Mantenimiento

En este apartado se quiere mostrar el mantenimiento que se abordará en la línea de producción de benceno, que aunque es general para casi todos los equipos de esta índole, se especificará las funciones y tipos de mantenimiento apropiados para el caso.

12.2.1. Funciones de mantenimiento

Se pueden distinguir cuatro funciones en las labores de mantenimiento:

12.2.1.1. Planificación

La planificación consiste en preparar el trabajo con la antelación suficiente para evitar tiempos muertos. Para ello, se debe dividir en sus tareas básicas y prever los medios materiales y humanos necesarios. Así se ahorrarán interrupciones por falta de materias, repuestos o herramientas, o enviar más personal que el necesario.

Durante la planificación se realizarán los estudios necesarios para reducir el número de averías imprevistas. En función de los datos históricos disponibles, se efectuarán previsiones de los repuestos de almacén necesarios para el mantenimiento de los equipos.

12.2.1.2. Programación

Se determinará cuando debe iniciarse el trabajo y de acuerdo con las estimaciones realizadas al planificarlo, cuando se prevé que termine. Esto no significa que la programación sea rígida, pues las instalaciones obligarán a modificar el programa, por ello debe ser flexible.

Cuando se dispone de la información necesaria para planificar el trabajo de mantenimiento en planta se asignarán prioridades para conseguir un rendimiento aceptable.

12.2.1.3. Ejecución

Durante la ejecución del mantenimiento se llevará a cabo la programación antes expuesta y se estudiarán los posibles cambios que aparezcan.

Si fuese necesario se intervendrá en los proyectos de modificación del diseño de equipos e instalaciones donde se ejecutará aquellas tareas que implican su modificación del diseño o la instalación de nuevo equipo así como el asesoramiento a los mandos de producción.

12.2.1.4. Control

Mantener los equipos e instalaciones en condiciones operativas eficaces y seguras es una función primordial. Se efectuará un control del estado de los equipos así como de su disponibilidad.

12.3. Tipos de mantenimiento

Los tipos de mantenimiento se pueden clasificar como:

- Mantenimiento correctivo
- Mantenimiento preventivo
- Mantenimiento predictivo
- Mantenimiento productivo total

Para conseguir un correcto funcionamiento de la planta, se recurre, no únicamente a un tipo de mantenimiento u otro, sino a una combinación de

los cuatro mantenimientos para abarcar todos los posibles problemas a los que se enfrenta la planta de producción y así abaratar los costes. Un mantenimiento exhaustivo dispararía los costes, por lo que siempre se buscará el equilibrio en el buen mantenimiento.

12.3.1. Mantenimiento correctivo

Consiste en la reparación de un equipo o pieza averiada. Se actúa sobre lo averiado o desmontando la maquinaria y reparándola en el taller.

Las instalaciones están en servicio hasta que presentan anomalías o averías que obligan a pararlas. El mantenimiento es entonces cuando interviene.

Este tipo de mantenimiento tiene el inconveniente de que el fallo no suele ser previsto por el personal, causando deterioro en los propios equipos por no intervenir de forma más temprana. Esto reduce la vida útil de los mismos y puede causar el riesgo de no disponer de los elementos necesarios para su reparación provocando así una serie de imprevistos como averías importantes o incluso siniestros en plantas.

A pesar que lo explicado anteriormente pueda parecer de una labor incompetente del operario, en muchas ocasiones está plenamente justificado, especialmente en aquellos casos en los que existe un bajo coste de los componentes afectados, y donde los equipos son de naturaleza auxiliar y no directamente relacionados con la producción.

12.3.2. Mantenimiento preventivo

El mantenimiento preventivo se define como la realización de ciertas reparaciones o cambios de componentes o piezas, según intervalos de tiempo, o según determinados criterios, prefijados para tratar de reducir la posibilidad de avería o pérdida de rendimiento de un equipo o instalación.

Se trata pues, de un mantenimiento programado, con el fin de reducir al mínimo posible el número de paradas imprevistas de los equipos ó instalaciones.

Las intervenciones sobre los equipos se realizan con la periodicidad establecida, aunque los equipos intervenidos presenten en ese momento un correcto funcionamiento.

El éxito de este tipo de mantenimiento se apoya en elegir bien el período de la inspección, de forma que no se lleguen a producir averías entre dichas inspecciones, pero sin acortarlas mucho, ya que esto lo encarecería considerablemente.

Entre otras muchas ventajas, el mantenimiento preventivo tiende a reducir el número de averías, emergencias y siniestros, mejora la producción y la calidad y la vida del equipo se alarga considerablemente.

Por otra parte, los inconvenientes que presentan sus técnicas, que son varios, giran fundamentalmente alrededor de un sólo punto: los costes. Efectivamente, estas revisiones implican un alto coste. Hay que tener presente que la mayoría de las veces se trata de revisar una máquina que está funcionando correctamente, buscando alguna deficiencia que se desconoce y, por tanto, obliga a emplear mucho tiempo en revisiones y comprobaciones.

12.3.3. Mantenimiento predictivo

Consiste en el conocimiento del estado del equipo por medición periódica o continua de algún parámetro significativo. La intervención de mantenimiento condiciona la detección precoz de los síntomas de las averías. La idea central del mantenimiento predictivo es que la mayoría de los componentes de las máquinas avisan de alguna manera de su fallo antes de que éste ocurra.

Se ejecuta con el equipo funcionando sin necesidad de recurrir a desmontajes y revisiones periódicas.

Las principales ventajas que presenta el mantenimiento predictivo son:

- Ser económicamente muy rentable.
- Permite detectar averías que pudieran ser de gran magnitud, sin necesidad de parar la máquina y por supuesto sin abrirla. Reduce los costes de mano de obra y de repuestos.
- Permite disponer de un completo historial de la máquina y de su comportamiento en operación.
- Requiere muy poco personal para la ejecución de los programas de verificación en marcha de los equipos.

Y los Inconvenientes son:

- Que la anomalía no se detecte en la verificación efectuada, bien por no captar el síntoma o por producirse durante el período comprendido entre dos inspecciones.
- Que estando todo controlado, no se permita, por motivos de producción, la reparación en el momento oportuno, dando así lugar a una evolución peligrosa del daño detectado.

12.3.4. Mantenimiento productivo total (MPT)

El mantenimiento productivo total aplica las tendencias más recientes en cuanto a las tareas de mantenimiento, incluyendo todas las funciones del mismo.

Parte de una planificación jerárquica en todos los niveles con unas tareas concretas abarcando así una visión más amplia del mantenimiento de los equipos e instalaciones y por tanto, en la capacidad de producción y su repercusión en los costes.

12.4. Política de mantenimiento.

La política de mantenimiento (o estrategia) consiste en definir los objetivos técnico y económicos específicos del servicio de mantenimiento, relativos a su responsabilidad sobre los equipos e instalaciones y encaminados a conseguir los objetivos generales de la planta.

La puesta en marcha de una política de mantenimiento representa una inversión, de la que se esperan beneficios. Por ello, es esencial que, el jefe del servicio de mantenimiento obtenga de la dirección los medios necesarios para conseguir los objetivos que se han fijado. Corresponde al servicio de mantenimiento gestionar los medios que le han sido facilitados.

Las diferentes fases para la puesta en marcha de una política de mantenimiento se inician con la recopilación de la información, sigue con la elección de métodos a poner en práctica, se definen los medios necesarios, se ejecutan los trabajos y se cierra el ciclo mediante el análisis de los resultados. La puesta en práctica de una política supone la aceptación de unos compromisos que afectan a los factores: humanos, técnicos y económicos, dependiendo el valor relativo de cada uno de ellos de la naturaleza de la empresa (producción, transporte o servicio).

Los objetivos que se van a seguir son:

- Operacionales:

- Mantener el equipo:

- en perfecto estado.

- Asegurar la disponibilidad de un equipo:

- a un nivel fijado.
 - a un coste dado (presupuesto).

- Llevar una máquina al máximo rendimiento:

- alargar la vida de la máquina el mayor tiempo posible.

Organizar las intervenciones:

- con alta calidad (efectuando todas las comprobaciones necesarias).

○ Objetivos económicos y sociales:

Garantizar una seguridad:

- máxima al personal y a las instalaciones.

Disminuir los costes:

- directos de mantenimiento.

Mejorar las relaciones con los clientes.

Llevar a cabo una política de alta calidad.

Reducir las existencias de repuestos.

Aumentar la productividad del personal de mantenimiento.

○ Objetivos de organización:

Alisar la carga de trabajo (disminuir lo "fortuito").

Definir la política de:

- subcontratación.
- aprovisionamiento.

12.5. Mantenimiento de los equipos de la planta

12.5.1. Reactores

- Inspección anual para la limpieza de elementos internos, acondicionamiento de sistema y apertura del cabezal y de la placa.

- Debido a que se trabaja a altas presiones y temperaturas, se realizará una inspección semestral por ultrasonido para comprobar el efecto de la corrosión sobre el espesor del material y el estado de las soldaduras.
- Limpieza exterior.
- Revisar las conexiones con las tuberías.
- Revisar el sistema de distribución del influente.
- Comprobar el estado del sistema de seguridad (válvula de alivio de presión de seguridad y disco de ruptura).
- Al encontrarse en el exterior, se protegerá con una nueva capa de pintura cada 5 años.
- Comprobar el estado del aislante.

12.5.2. Intercambiadores de calor

- Inspección anual para la limpieza de elementos internos, acondicionamiento de sistema y apertura del cabezal y de la placa.
- Debido a que se trabaja a altas presiones y temperaturas, se realizará una inspección semestral por ultrasonido para comprobar el efecto de la corrosión sobre el espesor del material y el estado de las soldaduras.
- Limpieza exterior.
- Revisar las conexiones con las tuberías.
- Comprobar el estado del sistema de seguridad (válvula de alivio de presión de seguridad y disco de ruptura).
- Al encontrarse en el exterior, se protegerá con una nueva capa de pintura cada 5 años.
- Comprobar el estado del aislante.

12.5.3. Horno de procesos

El elevado consumo energético requerido en el proceso requiere períodos importantes de enfriamiento para poder acceder al equipo, así

como de calentamiento una vez finalizadas las reparaciones. Para garantizar una vida operativa óptima de los ladrillos refractarios, el funcionamiento del horno ha de ser lo más homogéneo posible, así como el resto de las condiciones operativas del proceso productivo, por lo que no permiten éste tipo de intervenciones con carácter puntual, sobre todo por las limitaciones térmicas y ambientales comentadas para poder llevar a cabo la intervención.

Por lo general, cuando se hace la parada, su mantenimiento exige:

- El sistema de lubricación automática se debe verificar semanalmente que sea correcta la programación.
- Realizar una inspección cada tres meses de la varilla de ignición de los quemadores para poder mantener la temperatura necesaria.
- Limpieza exterior.
- Revisar las conexiones con las tuberías.
- Debido a que se trabaja a altas presiones y temperaturas, se realizará una inspección semestral por ultrasonido para comprobar el efecto de la corrosión sobre el espesor del material y el estado de las soldaduras.

12.5.4. Control de los depósitos de almacenamiento

- Inspección semestral por ultrasonido para comprobar el efecto de la corrosión sobre el espesor del material y el estado de las soldaduras.
- Revisar las conexiones con las tuberías.
- Comprobación del estado de estanqueidad.
- Comprobación de los sistemas de seguridad y venteo.
- Revisar el estado del techo flotante.
- Al encontrarse en el exterior, se protegerá con una nueva capa de pintura cada 5 años.

12.5.5. Bombas

- Control de arranque.
- Comprobar las vibraciones de los motores.
- Limpieza exterior.
- La presión en conexión con el conducto de impulsión.
- Comprobación de niveles de aceite.
- La temperatura de los motores.
- Comprobación del ajuste de la bomba y el motor.
- Comprobación de estanqueidad.
- Puesta en marcha periódica de los equipos de reserva.
- Engrase de los rodamientos.
- Comprobar automatismos.
- Comprobar intensidades, potencias y tensiones.

12.5.6. Instrumentación

Es necesario comprobar también los instrumentos de medida, debido a que en el caso de que si funcionamiento sea erróneo se pueden producir pérdidas importantes en la producción final (por no estar en las condiciones deseadas) o incluso pueden llegar a provocar accidentes por una mala lectura de la variable. Su mantenimiento se basaría en:

- Comprobar las conexiones.
- Comprobar la alimentación eléctrica.
- Comprobar la señal de entrada a los terminales.
- Comprobar la programación.

12.5.7. Válvulas

- Realizar revisiones periódicas con el fin de conocer el estado de las piezas que componen el interior de la válvula.
- Apretar los tornillos de la unión entre las distintas partes.
- Comprobar si están bien unidas todas sus partes.
- Controlar el ruido.

- Corregir problemas en el asentamiento e instalar nuevos discos o sellos de asiento en las válvulas que pueden repararse sin desmontar. Dentro de esta categoría se encuentran las válvulas de compuerta, globo y de retención.
- Para las válvulas de seguridad y alivio de presión y de reducción de presión deben tomarse además las siguientes precauciones:
 - Comprobar la presión de funcionamiento.
 - Verificar si hay corrosión o erosión.
 - Comprobar si existen partículas de sólidos entre el asiento y el disco.
 - Comprobar si existe vibración de la tubería o del recipiente protegido, así como que la válvula esté instalada en posición vertical.

12.5.8. Extintores

Cada tres meses, el personal encargado de cada línea de operación será el encargado de realizar las tareas de mantenimiento de extintores.

- Es necesario comprobar su accesibilidad.
- Comprobación de carga (peso y presión).
- Estado de las partes mecánicas y comprobación del precinto.

12.6. Puesta en marcha

La línea de proceso de producción está diseñada para funcionar durante todo el año pero está planificada la parada general de la misma, con el fin de realizar el mantenimiento oportuno de los equipos que la forman.

Una vez realizada las revisiones pertinentes, la vuelta al funcionamiento requiere realizar una serie de operaciones para condicionar la planta a las condiciones normales de trabajo.

Teniendo en cuenta que se habrá comprobado el correcto funcionamiento de todas las unidades y equipos auxiliares, es necesario preparar las unidades de reacción para alcanzar las condiciones requeridas en el transcurso de la reacción. Para ello, se procede de la siguiente forma:

En primer lugar se debe hacer pasar vapor de agua de alta presión a través de la carcasa del reactor. Una vez alcanzada la temperatura adecuada para el comienzo de la reacción, se introduce la alimentación de reactivos al sistema, de manera que transcurrido el periodo de tiempo oportuno, ésta ya se inicia por sí misma puesto que al ser una reacción fuertemente exotérmica, se genera la energía suficiente para poder prescindir del aporte de calor inicial que suponía el vapor de agua. En estas circunstancias el sistema se encuentra en condiciones normales de trabajo, por lo que será necesario empezar la refrigeración haciendo pasar agua de condensación del sistema de caldera a través de la carcasa.

CAPÍTULO 13. SEGURIDAD E HIGIENE

13.1. Introducción

En el presente capítulo se pretende realizar un estudio sobre la seguridad e higiene en el trabajo que en la planta se requiere, no sin antes presentar un análisis de las distintas disciplinas para prevenir los riesgos a los que en ella se expone.

13.2. Legislación aplicable

La Legislación que se aplicará en el proceso diseñado atiende a dos materias fundamentales:

- Seguridad en el trabajo
- Higiene en el trabajo

Ambas materias se estudian conjuntamente por encontrarse íntimamente relacionadas.

13.3. Análisis de riesgos

Se entiende por análisis de riesgos el proceso de valoración del riesgo que entraña para la salud y la seguridad de los trabajadores la posibilidad de que se verifique un determinado peligro en el lugar de trabajo. Con la evaluación de riesgos se pretende:

- Identificar peligros para determinar las medidas de seguridad oportunas.
- Elegir adecuadamente la organización del trabajo, los equipos de trabajo y las sustancias empleadas.
- Comprobar las medidas existentes.
- Establecer prioridades de actuación.

El diseño del presente proyecto lleva a considerar una serie de riesgos inherentes a la planta y que a continuación se formularan como:

- Riesgo químico
- Riesgo físico
- Riesgo eléctrico
- Riesgo en la manipulación de maquinaria y sustancias

13.3.1. Riesgo químico

En función de los objetivos de este proyecto, se desarrolla la prevención de riesgos químicos desde el punto de vista industrial y laboral, teniendo en cuenta que cuestiones con referencias al medio ambiente se abordan en el *capítulo 14*.

En la aparición de riesgos, en su mayor o menor grado de gravedad, pueden influir distintos factores, como el estado de agregación (líquido, polvo, aerosol, vapor, etc.), la concentración unida a la temperatura y la presión, la dosis de incorporación al organismo, las vías de entrada a éste, etc.

Los riesgos pueden ser de muchos tipos. Pueden generar desde incendios, explosiones e intoxicaciones agudas (accidentes) hasta daños irreversibles para la salud a medio o largo plazo, como la silicosis o diversos tipos de cáncer.

Los mecanismos de desencadenamiento de los riesgos son también muy variados, según se trate de la provocación de incendios o explosiones, contactos con la piel, generación de gases y vapores, polvos en el ambiente, ingestión por vía oral, etc.

En el *Anexo 12* de los *Anexos a la Memoria* se encuentran las fichas de seguridad de las sustancias individualmente pero, para que sirva de

resumen, abajo se encuentran los riesgos químicos que conllevan las sustancias con las que se trabaja en la línea de producción de benceno.

Tolueno:

Es una sustancia nociva y altamente inflamable. Cuando arde produce gases irritantes, corrosivos y tóxicos. Si es inhalado puede provocar problemas respiratorios, cardiovasculares e incluso en el sistema neurológico. En el presente proyecto, es el tolueno el único almacenado y el peligro de sufrir consecuencias derivadas del contacto con el compuesto en el proceso de operación, es mínimo teniendo en cuenta que su almacenamiento se encuentra entre cubetos de retención aislados y el suministro de tolueno se realiza bajo mecanismos automatizados con las correspondientes medidas de seguridad. De la misma en su forma gaseosa, el riesgo de fuga es mínimo tomando las medidas necesarias.

Benceno:

Sustancia tóxica y fácilmente inflamable. Igualmente este es un compuesto que durante su síntesis no supone un riesgo ya que los equipos se encuentran convenientemente aislados y su circulación por el sistema se encuentra bajo control. No se dispone de tanques para su almacenamiento ya que terminada su síntesis, que se alcanza en esta línea, se dirige hacia los equipos correspondientes para su separación del resto de productos de reacción.

Hidrógeno:

Sustancia extremadamente inflamable que desplaza al oxígeno del aire y puede provocar asfixia. El hidrógeno en la planta es suministrado por la refinería y éste se hace de forma automatizada dependiendo de la demanda así que todo riesgo de fuga es controlado.

Metano:

Este subproducto de reacción es un gas altamente inflamable. Al producirse pérdidas en zonas confinadas este gas puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno del aire. El metano se encuentra en muy poca concentración en la línea de producción por lo que su riesgo es mínimo. Tampoco existen tanques para su almacenamiento por lo que no habrá zonas confinadas que puedan originar un riesgo añadido. En cuanto al metano contenido en la línea de hidrógeno, se tomarán las mismas medidas que se llevan a cabo para el hidrógeno.

Difenilo:

En concentraciones elevadas de partículas suspendidas en el aire puede ser nociva pero el difenilo se encuentra en la línea de proceso y en muy baja concentración.

13.3.2. Riesgo físico

Los riesgos físicos más comunes dentro de plantas químicas son el ruido, las fuentes de calor y frío y el riesgo de incendios y explosiones. De estas tres el predominante es el ruido, a cuya exposición se encuentran los operarios que manejan maquinaria o cuando se están cerca de equipos tales como bombas.

13.3.2.1. Ruido

Todos los operarios en planta están expuestos a ruidos, ya sean de equipos o de maquinarias para el mantenimiento de planta y de construcción.

La exposición a un ruido de impacto puede tener como consecuencia la perforación del tímpano pero también una exposición a altos niveles

durante un prolongado espacio de tiempo puede provocar una pérdida de la capacidad auditiva. Tales efectos pueden manifestarse tiempo después, en meses o en años.

Existen además alteraciones para la salud de las personas, que produce el ruido son diversas. Son conocidas las alteraciones del sueño, la hiperirritabilidad, los trastornos en la capacidad de atención y de memorización, las alteraciones del sistema nervioso, cardiovascular, hormonal y digestivo. Pero, existen otras alteraciones más específicas y de mayor transcendencia en la exposición laboral, como son los traumas sonoros y las interferencias en las conversaciones.

En Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo, en desarrollo del Real Decreto 488/97, se recomienda que el nivel de ruido en puestos de trabajo no debiera superar los 55 dB(A).

También se deben de tener en cuenta los ruidos impulsivos existentes en la industria, ya que muchas veces pueden resultar más peligrosos. Estos ruidos se caracterizan por presentar unas elevaciones de más de 40 dB. En menos de 500 milisegundos, pueden ser habituales niveles que superan los 140 dB.

La forma de medir el ruido industrial soportado por el operario es mediante el nivel continuo equivalente (LAeqT). El nivel continuo equivalente se define como el nivel sonoro que, estando presente de forma continúa, representa la misma energía sonora que el ruido fluctuante, que realmente ha existido en el punto durante el tiempo considerado.

Se utiliza también una segunda magnitud que es el nivel diario equivalente (LAeqd). Esta magnitud representa el nivel de ruido soportado por el trabajador de forma continúa durante una jornada de ocho horas de trabajo, ya que equivale a la energía que realmente recibe el trabajador en su oído durante el trabajo.

La norma ISO 1999:1990 establece que existe riesgo de pérdida de la capacidad auditiva para exposiciones de (L_{Aeqd}) superiores a 75 dB(A), y las diversas legislaciones consideran la existencia de riesgo para el trabajador a partir de 80 dB(A) de (L_{Aeqd}).

Se considera que se pueden establecer en principio tres tipos de actuaciones: sobre el foco del ruido, sobre el medio y sobre el trabajador.

Las acciones establecidas sobre el foco del ruido son las más adecuadas, siempre que sean factibles, ya que estas medidas tienden a eliminar el ruido. En segundo lugar, se deben estudiar acciones para actuar sobre el medio en el cual se expande el ruido. Normalmente estas medidas consisten en frenar el paso de la energía sonora desde el foco de generación hasta el oído del trabajador. Sólo cuando las acciones sobre los otros puntos fallan, deben estudiarse medidas sobre el operario. A continuación se exponen dichas medidas preventivas:

Las medidas sobre el foco son sobre equipos de trabajo. Estos métodos consisten, generalmente en la eliminación del rozamiento en maquinas en movimiento, en acabado de superficies y en engrase; en eliminar otras turbulencias en los movimientos de fluidos; en evitar la transmisión de vibraciones entre componentes colocando uniones elásticas, incorporando materiales amortiguadores entre superficies que chocan e insertando antivibratorios.

Un buen mantenimiento es una parte esencial del control de ruido en los equipos de trabajo. Las legislaciones establecen que los equipos comercializados deben de indicar el nivel de ruido producido o el nivel de potencia acústica emitida por la máquina. Ello permite estimar el nivel de presión sonora que una máquina producirá en cualquier punto del entorno como consecuencia de su funcionamiento.

Las actuaciones sobre el medio consisten básicamente, en la interposición de materiales en la trayectoria de las ondas para frenar su camino.

El método más conocido es el enclaustramiento o encerramiento en una cabina del equipo ruidoso pero para el proyecto que se diseña, no resulta factible el encerramiento del foco ruidoso. Sin embargo, el acondicionamiento acústico parcial resulta de gran utilidad, pero es de eficacia limitada, ya que sólo reduce el ruido reflejado pero no actúa sobre el ruido directo que desde el foco llega al operario.

Se puede también utilizar materiales absorbentes en el suelo y como medida más eficaz y económica, en la medida de lo posible, aumentar la distancia entre el operario y el equipo.

Por último, sobre el trabajador se actúa en la prevención de riesgos de diversas formas, la primera es la vigilancia de la salud del trabajador siempre que exista un riesgo para el mismo. La vigilancia de la salud en el caso de los trabajadores expuestos al ruido supone entre otras pruebas la realización de audiometrías, destinadas a establecer el nivel umbral de audición de cada trabajador a diversas frecuencias.

Otra actuación exigible sobre trabajadores expuestos a ruidos, es la obligatoriedad de informarle y formarle sobre el riesgo considerado.

Finalmente, en la industria se dispone, para proteger al trabajador, de equipos de protección individual, que han de utilizarse cuando todos los métodos citados anteriormente han resultado ineficaces o inviables, bien sea por las características del trabajo, por el costo del control, o por cualquier otra circunstancia.

Los equipos de protección individual de cualquier tipo que vayan a ser utilizados en la empresa, deben de cumplir con las normativas y que se

valore la adecuación del equipo de protección seleccionado para un puesto de trabajo, frente al nivel de ruido existente en el mismo.

13.3.2.2. Fuentes de calor y frío

Efectos patológicos del frío:

- Contracción de vasos sanguíneos periféricos.
- Falta de riego sanguíneo en las extremidades.
- Congelación de partes distales: orejas, nariz, dedos.
- Dificultad en el habla, pérdida de memoria y destreza manual.

Efectos patológicos del calor:

- Síncope térmico o desvanecimiento: aumento de circulación sanguínea, bajada de tensión, pérdida de conciencia.
- Deshidratación: originada por una sudoración intensa.
- Hipertermia: aumento anormal de la temperatura intracorporal, acompañada de falta de sudoración.
- Golpe de calor: hipertermia aguda. Graves consecuencias.

13.3.2.3. Riesgo de incendios y explosiones

En la línea de proceso al trabajar con productos tales como benceno, tolueno, metano o hidrógeno existe un alto riesgo de incendio, ya que se trabaja con productos altamente inflamables y que además se encuentran en ciertas zonas a alta presión y temperatura, también presenta un riesgo alto de explosión en sus vertientes química (reacción de combustión del hidrógeno y metano con el oxígeno) y en su vertiente física (tuberías y recipientes sometidos a alta presión).

Medidas preventivas

Impedir y evitar, en la medida de lo posible, la generación de atmósferas explosivas. Para ello, se dispone a lo largo de la línea de circulación de diferentes elementos cuyo objetivo o misión es la de medir o cuantificar diferentes variables que aseguren el correcto funcionamiento del equipo y otros dispositivos de seguridad. Algunos ejemplos de estos instrumentos son: Válvulas de desahogo de presión de seguridad, discos de ruptura, válvulas reductoras o respiraderos de tanque.

Tanto los equipos de la planta como la propia planta se encuentran aislados para prevenir posibles fugas. Situar las unidades de operación respetando la distancia de seguridad que debe existir entre los distintos equipos que se encuentran trabajando a presión. Reducir el volumen de las sustancias peligrosas almacenadas con el fin de disminuir las consecuencias derivadas de una posible explosión química. Es por ello, por lo que los depósitos de almacenamiento de la materia prima y del producto se diseñan para un volumen de almacenamiento de 4 días.

Medidas protectoras

Los trabajadores deben estar vestidos adecuadamente (calzado y ropa adecuada) con materiales que no den lugar a descargas electrostáticas, pudiendo generar atmósferas explosivas.

Han de disponer de elementos que eviten la propagación horizontal del fuego. Cada uno de los equipo de separación o contención estarán provistos de un cubeto limitándose el derrame de los mismos.

En caso derrame o fuga de los líquidos que se manipulan en el proceso, se ha de eliminar toda fuente de ignición y recoger, en la medida de lo posible el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes herméticos, absorbiendo el líquido residual en un absorbente inerte y trasladar a lugar seguro.

Han de existir señales ópticas y acústicas de alarma y desalojo en condiciones de seguridad antes de que se genere la explosión. A su vez, se dispondrán y mantendrán en funcionamiento las salidas de emergencia que permita al personal desalojar la zona afectada en condiciones de seguridad.

Disponer de antemano un plan de emergencia y evacuación que permita desarrollar el proceso con la máxima seguridad y el mínimo riesgo para la salud de los trabajadores.

Uno de los efectos colaterales de las explosiones son los incendios, los cuales en situaciones desfavorables pueden llegar a escapar al control de los operarios, produciendo consecuencias nefastas tanto para la industria, la instalación o los propios trabajadores.

Por esto serán necesarios equipos de seguridad y confinamiento de los incendios, como por ejemplo:

- Extintores: distribuidos a lo largo de la línea de proceso en número suficiente para que el recorrido real desde cualquier origen de evacuación hasta un extintor sea menor de 15 metros. Suspendidos en agarres a 1,7 metros de altura como máximo del suelo.
- Sistemas manuales de alarma de incendios: Un pulsador junto a cada salida del área de incendios con un radio de acción máximo de 25 metros. Deben encontrarse perfectamente señalizadas.
- Sistema de comunicación de alarmas: La señal acústica transmitida ha de ser diferenciable entre “alarma por emergencia parcial” o por “emergencia general” y será preferente el uso de un sistema de megafonía.
- Sistema de hidrantes especiales: Cada uno de ellos ha de tener un radio de acción de 40 metros horizontales. Tienen autonomía limitada, saliendo un elevado caudal de agua a presión elevada.

13.3.3. Riesgo eléctrico

Aunque el número registrado de accidentes eléctricos es reducido, la probabilidad de que sean graves o mortales es elevada. Es precisamente este hecho el que motiva un tratamiento en este capítulo del problema.

El riesgo eléctrico puede definirse como *"la posibilidad de circulación de una corriente eléctrica a través del cuerpo humano"*.

En general, para que exista la posibilidad de circulación de corriente eléctrica, es necesario que se cumplan a la vez las siguientes condiciones:

- Que exista un circuito eléctrico formado por elementos conductores.
- Que el circuito esté cerrado o pueda cerrarse.
- Que en el circuito exista una diferencia de potencial.

Así, existirá la posibilidad de circulación de corriente eléctrica por el cuerpo humano cuando:

- Éste sea conductor.
- Forme parte de un circuito eléctrico.
- Exista entre los puntos de "entrada" y "salida" de la corriente eléctrica en el cuerpo una diferencia de potencial.

13.3.3.1. Efectos patológicos de la corriente eléctrica sobre el cuerpo humano

La corriente eléctrica circulando por el cuerpo humano puede causar daños por dos motivos:

La primera razón es que la corriente eléctrica altera los estímulos nerviosos (también son corrientes eléctricas, de muy baja intensidad) que

gobiernan el funcionamiento de los distintos órganos y aparatos del cuerpo. En especial, se producen contracciones involuntarias de los músculos (tétanos) que pueden afectar muy negativamente a dos funciones vitales para la supervivencia: la respiración y el ritmo cardíaco.

Y la segunda de las razones es que la circulación de corriente a través del cuerpo humano produce, como en todo soporte material, un desprendimiento de calor que viene regido por la Ley de Joule. Ello se traduce en quemaduras, que varían desde quemaduras superficiales en los puntos de entrada y salida de la corriente hasta quemaduras profundas e incluso carbonización de tejidos.

Además, en el caso específico de la corriente continua, puede producirse la electrolisis de los fluidos corporales, en especial de la sangre. Esta electrolisis provoca la aparición de burbujas gaseosas en los vasos sanguíneos, que los obstruyen (embolia).

Además de estos efectos, que están causados directamente por la circulación de la corriente eléctrica en el cuerpo humano, habitualmente aparecen en los accidentes eléctricos una serie de efectos indirectos: el contacto eléctrico provoca en muchas ocasiones un efecto de “choque” que despierta a la persona (debido a la contracción involuntaria de los músculos), haciéndola caer y produciéndole otras lesiones indirectas (fracturas, golpes, etc.). En los casos en los que se produce una descarga en forma de arco eléctrico, éste viene acompañado por un fuerte destello que suele causar daños oculares y auditivos.

13.3.3.2. Protección contra los contactos con la corriente eléctrica

La seguridad contra los accidentes eléctricos puede abordarse con diferentes técnicas. En primer lugar se puede hablar de técnicas informativas, que actúan sobre el factor humano: pretenden condicionar la actuación de las personas. Dentro de este grupo, está la formación de las

personas (para que sepan cómo actuar), las normativas (obligan a actuar siguiendo protocolos seguros) y la señalización, que condiciona la actuación de las personas.

En un segundo bloque tenemos las técnicas operativas sobre el factor técnico, esto es, los medios materiales de los que disponemos para evitar los accidentes. Se dividen en dos grupos, según esos medios sean propios de la instalación (protecciones colectivas) o sean portados por las personas (protecciones personales).

Las protecciones personales contra los contactos eléctricos buscan aumentar el valor de la resistencia del circuito de defecto (resistencia de contacto). De esa forma, la intensidad de contacto será muy baja y no causará problemas.

Las protecciones colectivas o de instalación protegen en unos casos contra contactos directos y en otros contra contactos indirectos. Son las que se discuten más detalladamente a continuación:

13.3.3.3. Protección contra los contactos directos

Las medidas de seguridad contra contactos directos tratan de prevenir los contactos peligrosos de las personas con las partes activas. Evidentemente, por las partes activas debe circular la corriente (están diseñadas para ello), pero debemos evitar que esta corriente pase al cuerpo.

La medida más evidente resulta aislar eléctricamente dichas partes activas, de forma que si se tocan no se sufre una descarga, o ésta tiene un valor de intensidad muy bajo.

13.3.3.4. Protección contra los contactos indirectos

Los principios de protección en este caso se basan en alguno de los

tres principios siguientes:

- Disposición que impida el paso de una corriente por el cuerpo humano.
- Limitación de la intensidad que pudiera circular a un valor no peligroso.
- Corte automático de la corriente cuando se produzca una tensión de defecto.

13.3.4. Riesgos por maquinaria y herramientas

Son riesgos derivados de la utilización de la máquina o de la máquina en sí, entrañando generalmente consecuencias físicas sobre el hombre.

Las medidas para la prevención de los riesgos derivados del uso de maquinaria se recogen:

- Para cada unidad, equipo, máquina o herramienta se dispondrá de un conjunto de normas de utilización segura, indicando, a su vez, cual es el EPI más adecuado. Esta información se recogerá en un formulario o lista que se situará en la unidad, equipo, máquina o herramienta de modo que sea accesible y visible para todo aquel que requiera el uso de los mismos.
- Todos los trabajadores tendrán, según su especialidad, las herramientas y máquinas idóneas para la realización de su trabajo.
- Revisar regularmente el estado de las máquinas y herramientas, reparando o desechando inmediatamente aquellas que se encuentren estropeadas.
- Los resguardos y protecciones de las máquinas y herramientas deberán encontrarse correctamente instalados antes de su puesta en funcionamiento, así como también los armarios y cuadros

eléctricos que alimenten máquinas deben disponer de las protecciones reglamentarias.

- Las máquinas sólo deben ser utilizadas por personal cualificado y autorizado para ello.
- La reparación de máquinas o herramientas se llevará a cabo en taller por medio del personal dedicado a tal fin.
- Las zonas de trabajo con máquinas se encontrará convenientemente iluminadas.
- Las zonas peligrosas se señalarán convenientemente.
- Para las operaciones de carga, descarga, limpieza, reposición mantenimiento las máquinas deben pararse, bloquearse, señalizarse y comprobar que no existen riesgos en su manipulación.

CAPÍTULO 14. EVALUACIÓN DEL IMPACTO MEDIOAMBIENTAL

14.1. Introducción

El presente estudio de Impacto Ambiental tiene como objetivo llevar a cabo la evaluación de los efectos medioambientales provocados por la implantación de una línea de producción de benceno por el proceso HDA que se tiene intención de acometer en la Refinería Gibraltar-San Roque, situada en el término municipal de San Roque (Cádiz).

Se define impacto ambiental como cualquier cambio en el medio ambiente, sea adverso o beneficioso, que se derive total o parcialmente de las actividades, productos o servicios de una organización.

Para poder evaluar que impactos ambientales que puede provocar una planta de estas características es necesaria la evaluación de ciertos aspectos medioambientales.

Un aspecto medioambiental es cualquier elemento de las actividades, productos o servicios de una organización que tiene o puede tener un impacto en el medio ambiente; ya sean, directos, asociados a las actividades, productos y servicios de la organización misma sobre los cuales esta ejerce un control directo de gestión; o indirectos, que pueden ser el resultado de la interacción entre una organización y terceros y en el cual pueda influir en un grado razonable esa organización.

La identificación de estos aspectos medioambientales se lleva a cabo a partir de las entradas y salidas de cada una de las etapas del proceso y actividades y auxiliares, que tengan repercusión sobre el medio ambiente.

Se considerarán, entre otros, los siguientes aspectos:

- Emisiones atmosféricas

- Efluentes líquidos
- Generación de residuos
- Generación de ruido
- Empleo de materias primas y recursos naturales

14.2. Marco legal

La necesidad de profundizar en el estudio del marco legal de la Evaluación del Impacto Ambiental viene dada por su importancia a la hora de definir el contexto en el que ésta se lleva a cabo y de proporcionar las medidas tanto preventivas como correctoras.

Como miembro de la Unión Europea desde el año 1986, España está obligada a incorporar a su ordenamiento ambiental las directrices y objetivos que se desprenden de la Política Ambiental de la Unión Europea y, en concreto, la Directiva sobre Evaluación de los Impactos sobre el Medio Ambiente. Por tratarse de una Directiva, sus resoluciones garantizan un cierto margen de maniobra a los Estados miembros, que pueden adaptarla al derecho interno de cada país de la forma que crean más conveniente teniendo en cuenta sus condiciones particulares y a sus intereses.

14.3. Sistema de Gestión Ambiental

La refinería de San Roque tiene implantado y certificado por AENOR un Sistema de Gestión Ambiental basado en la norma UNE-EN-ISO 14001:2004 y el Reglamento (CE) nº 1221/2009 de la Unión Europea de Ecoauditoría y Ecogestión.

Este sistema de gestión ambiental permite a la planta evaluar y mejorar su comportamiento ambiental, y es a este sistema al que el Presente Proyecto Fin de Carrera se somete:

- Objetivo de asegurar que todas las actividades y servicios se desarrollan en el marco de este Sistema de Gestión Ambiental, cumpliendo exhaustivamente con la legislación y reglamentación medioambiental aplicable.
- Promueve la mejora continua.
- Evaluación sistemática y continua del sistema.
- Difusión de la información a las partes interesadas.
- Asegura la calidad de gestión en los aspectos ambientales.
- Incluye la estructura organizativa, la planificación de actividades, las responsabilidades, procedimientos, instrucciones técnicas y recursos para desarrollar, implantar, llevar a efecto, revisar y mantener al día su Política Ambiental.
- Exige el compromiso continuo de la Dirección de la Empresa y la concienciación y participación de todo el personal implicado.

14.4. Estudio del proyecto

En este apartado se deben tener en cuenta los posibles efectos ambientales de todas las fases de la actividad proyectada, desde la concepción y diseño anteriores a la realización del proyecto hasta su desmantelamiento final, como un parámetro de diseño a incorporar a la toma de decisiones.

14.4.1. Descripción de la planta

La línea de producción que se diseña en el presente proyecto es la primera para la producción de 552022,633 ton/año de benceno.

14.4.2. Localización

La refinería de Gibraltar-San Roque está situada en la zona norte de la bahía de Algeciras. Al lado de la refinería se ubican otras industrias,

entre ellas, una planta de acero inoxidable, una fábrica de pulpa y papel y dos centrales térmicas.

Cabe decir, que en el año 2000 se aprobó el Plan de Calidad del Campo de Gibraltar con el objetivo primordial de mejorar la calidad de vida de los ciudadanos de esta zona a través de la evaluación y mejora de la calidad medioambiental del entorno.

14.4.3. Fases de Estudio del Impacto Ambiental de la planta

Fase de anteproyecto

Se trata de determinar las mejores alternativas tecnológicas y de emplazamiento que hagan la actividad proyectada ambientalmente viable.

Se considera:

- Estudio de la capacidad del medio para aceptar la obra.
- Efectos sobre zonas protegidas.
- Características climáticas.
- Mínimo consumo de materias primas y energía.
- Mínima generación de flujos residuales de energía y materiales.
- Mínima emisión de contaminantes.
- Localización y conexiones con las redes de servicios.
- Instalaciones para la fabricación de los productos y de sus componentes.
- Riesgo de accidentes e intoxicaciones.
- Facilidad de desmontaje de los diferentes componentes.
- Posible impacto social.

Fase de proyecto

Se concreta los puntos conflictivos, se estima los consumos, la energía y las materias residuales y los efectos sobre el medio y se proponen las medidas preventivas de manera que el impacto provocado sobre el medio sea mínimo.

Recursos e infraestructuras:

- Estudiar la influencia de la acción sobre el entorno y viceversa (ruido, vibraciones, etc.).
- Disponibilidad de accesos.
- Disponibilidad de infraestructuras.
- Programación de futuras operaciones de mantenimiento.
- Necesidad de nuevas infraestructuras.
- Tipos de residuos a los que se debe dar lugar y destinación final.

Aire:

- Niveles de emisión atmosférica.
- Otras fuentes de emisión en la zona.
- Calidad del aire.
- Características climatológicas del emplazamiento (Dirección y velocidad del viento, lluvias, etc.).

Agua:

- Generación de aguas residuales.

Flora:

- Presencia de flora protegida y posibles efectos de la actividad sobre la misma.
- Posibles efectos barrera por cambios ecológicos.

Fauna:

- Presencia de fauna protegida y posibles efectos de la actividad sobre esta fauna (ruido, luminosidad, presencia humana, etc.).
- Elementos estructurales que afecten la movilidad de la fauna o la cadena trófica.
- Efecto barrera por la construcción de vías de acceso, terraplenes, etc.).

Aspectos sociales:

- Influencia sobre la población.
- Influencia sobre la calidad de vida.

Paisaje:

- Calidad del paisaje y su modificación.
- Integración de proyecto en el paisaje (Impacto visual).

Fase de construcción y montaje

Se destacan los aspectos críticos que afectan el medio ambiente y sus efectos relacionados con la fase de construcción, su duración y época del año en que se va a realizar. Las medidas preventivas y correctoras que se tomen se incluirán en el pliego de condiciones.

Recursos e infraestructuras:

- Impactos asociados a la refinería donde esta planta se instala.
- Generación de residuos de fabricación y de montaje.
- Disponibilidad de accesos para la maquinaria y los equipos

Aire:

- Emisión de contaminantes procedentes de los vehículos, operaciones de excavación, pintura, etc.

Agua:

- Hidrología superficial (desviación provisional de cursos, riesgo de inundaciones debidas a la obstrucción de cursos, etc...).
- Vertido de aguas residuales.
- Vertidos accidentales, especialmente de pinturas, combustibles, aceites o de productos de limpieza de maquinaria.

Aspectos sociales:

- Aspectos negativos creados en los núcleos urbanos (ruido, vibraciones, olores, riesgo).

Fase de explotación

En esta fase se analizan los consumos, el mantenimiento, el servicio y el funcionamiento de la actividad propiamente dicha. Las medidas correctoras que se propongan minimizarán los impactos ambientales producidos.

Recursos e infraestructuras:

- Consumo de recursos en la utilización y mantenimiento (agua, energía eléctrica, lubricantes, etc.).
- Generación de flujos residuales y su destino (aguas residuales, residuos, ruidos, etc.).

Flora:

- Interferencias indirectas por la emisión de contaminantes.

Fauna:

- Disminución del número de individuos por el ruido, la luz, la presencia humana, etc.
- Mortandad debida al incremento del tránsito, a la disminución de la calidad del aire, del agua o del suelo, etc.
- Cambios en la fauna por aparición de especies no autóctonas.

Espacios naturales y singulares:

- Efectos de los contaminantes sobre el patrimonio cultural, arquitectónico y natural.

Aspectos sociales:

- Alteraciones producidas en la población (ruido, riesgos).

Fase de desmantelamiento

Se tienen que adoptar medidas preventivas que minimicen los impactos potenciales en las fases de cierre y desmantelamiento de la instalación o del producto una vez acabada su vida útil.

Recursos e infraestructuras:

- Posibilidad de recuperación de la zona.
- Gestión como residuo. Destino previsto y repercusiones del tratamiento.

Agua:

- Cantidad y calidad de los vertidos: limpieza de maquinaria, vaciado de depósitos, limpieza de tierras, etc.

Flora:

- Regeneración de la cubierta vegetal.
- Reforestación con especies autóctonas y resistentes a la posible contaminación del suelo.
- Alteración de la flora por excesiva intervención sobre el medio.
- Posibles deficiencias en el crecimiento por contaminación del suelo.

Paisaje:

- Recuperación paisajística del entorno.

Aspectos sociales:

- Alteraciones por ruido, tránsito, etc.

14.5. Impacto ambiental en la línea de presente proyecto**14.5.1. Impacto de emisiones atmosféricas**

Se realiza un estudio de las emisiones a la atmósfera de la presente instalación en el estado preoperacional y en el futuro, considerando en este último caso las modificaciones que introduce el mismo.

El primer impacto y el más importante que la línea de producción provoca es la emisión de humos en el horno.

La chimenea ha de disponer de una altura mínima que evacuará los humos, de manera que su comportamiento medioambiental sea adecuado.

En particular, se analiza la posible afección del proyecto sobre la calidad del aire en las zonas habitadas y en los espacios naturales. Se observa que la contribución de esta línea de producción a los niveles de inmisión es escasa, por lo que se puede afirmar la viabilidad del mismo en lo que al impacto atmosférico se refiere.

Los humos provienen del producto de la combustión del gas natural. Estos humos se componen de:

- N_2 : Procedente del aire comburente.
- CO_2 y H_2O (vapor): Procedentes de la combustión del gas natural, junto con pequeñas cantidades provenientes de la propia composición del aire comburente.
- O_2 : Procedente del aire comburente, en exceso respecto al necesario para una combustión estequiométrica.

- NO_x : Si la temperatura alcanzada por la llama supera los $1300\text{ }^\circ\text{C}$ en alguna zona, la combinación del nitrógeno del aire con el oxígeno se realiza a velocidades apreciables, contaminando los humos con óxidos de nitrógeno en proporciones suficientes como para sobrepasar las normativas.
- CO: resultado de una combustión incompleta.

Las propiedades de los humos se asemejan a las del aire ambiente (con un 50% de humedad relativa). La combustión se realiza con exceso del 10% del aire comburente respecto de la proporción estequiométrica. En este caso, con más motivo, las propiedades de los humos se acercan a las del aire. Por estas razones, y a efectos de cálculos técnicos se pueden tomar las del aire como propiedades de los humos de la combustión de gas natural.

Frecuentemente se hace una estimación de la cantidad de aire utilizado en una combustión a través de una determinación en los humos salientes de oxígeno libre, CO_2 y CO, ya sea de forma continua en un punto determinado de la chimenea, ya sea mediante tomas de muestras discontinuas (método Orsat). Si la concentración de O_2 libre es muy baja y se observa un exceso de CO, es evidente que la combustión es deficitaria en comburente. A partir de la concentración de oxígeno en los humos, puede determinarse el exceso de aire comburente y en consecuencia, las propiedades de los humos.

14.5.2. Impactos por vertidos líquidos

Como consecuencia de la puesta en marcha de la planta de producción de benceno, se generarán una serie de efluentes líquidos de tipología similar a los que ya se venían generando en la Refinería. Todos los efluentes serán recogidos conectando con las redes existentes, no suponiendo en ningún caso incrementos significativos sobre los ya existentes.

Los efluentes generados por la nueva planta serán:

Purgas del agua de refrigeración

Por efecto de la evaporación del agua refrigerante producida en el reactor, el agua del sistema experimenta una concentración en sus componentes por lo que, para evitar la formación de incrustaciones y corrosiones en la carcasa y sobre los tubos del equipo, se procede a purgar una cierta cantidad que, conjuntamente con la pérdida de evaporación y a la pequeña pérdida debida al arrastre de gotas, se repone con agua de aporte. Esta purga generalmente tiene lugar en las balsas de recogida de agua de la refinería.

Aguas de operaciones puntuales de limpieza y mantenimiento

Como todos los equipos de refinería, los equipos de esta nueva planta deberán ser periódicamente sometidos a operaciones de limpieza y mantenimiento, generándose un vertido del agua que se emplea para el lavado.

Aguas pluviales

Las aguas pluviales recogidas en la parcela donde se instalará esta línea se conducirán a la red de pluviales, para ser finalmente enviadas a la *Planta de Tratamientos de Agua Residuales*.

Aguas del servicio contraincendios

En caso de accidente, los efluentes generados serían reconducidos por las redes existentes evitando su salida al medio.

Aguas sanitarias

El aporte de aguas sanitarias a la planta de tratamiento no se verá modificado debido a la implantación de este proyecto en la refinería Refinería Gibraltar–San Roque.

14.5.3. Generación de residuos

Los residuos sólidos que se pueden generar en la planta son los materiales de mantenimiento, reparación, cambio de equipos, limpieza, etc. aunque estos materiales serán de mucha menor importancia debido a su poca cantidad y a los pocos efectos que producen en el Medio Ambiente. Aun así, los metales se llevarán a empresas que gestionan su reciclado o se encargue de su eliminación (incineración, vertido controlado, etc.).

14.5.4. Impacto por ruidos

El ruido que se genera en la planta no solo es el causado por los propios equipos, haciendo hincapié en las bombas, sino también durante la fase de construcción de la planta.

Este proyecto se acoge al artículo 35 del Decreto 326/2003 de 25 de noviembre por el que se aprueba el Reglamento de Protección contra la Contaminación Acústica en Andalucía, donde se exigen medidas en las cuales se hacen análisis de 15 minutos en zonas determinadas para identificar con claridad de la zona de posible afección.

14.6. Propuestas de medidas protectoras y correctivas

14.6.1. Corrección del impacto por emisiones atmosféricas

Las emisiones atmosféricas ocasionadas por la planta se deben al proceso de combustión que se llevará a cabo en el horno.

La medida correctora aplicada para la corrección de este impacto sobre el medio atmosférico es la maximización de la integración energética, pues, con objeto de minimizar los requerimientos térmicos de la unidad y lograr, por tanto, un ahorro en el consumo de combustible, existe la posibilidad de un aprovechamiento del calor de los humos de combustión.

Estos humos pueden ceder el calor a otro equipo para contribuir al ahorro energético como en el intercambiador IC-2 que aprovecha el calor del efluente del reactor para subir la temperatura de la corriente de hidrógeno.

Además, en el horno se utilizará como combustible el gas natural que es el combustible fósil más limpio existente, siendo muy bajas sus emisiones contaminantes.

Con el fin de conseguir una dispersión apropiada de los contaminantes asociados al proceso de combustión, se ha procedido al cálculo de altura de chimenea para el horno. Así, se han calculado los niveles de inmisión para diversas alturas, lo que finalmente ha llevado a establecer unas dimensiones para la nueva chimenea de 40 m de altura.

Se instalarán medidores de presión y temperatura en el horno, de manera que se puedan ajustar en todo momento los parámetros operativos apropiados para mantener las condiciones de combustión adecuadas.

Otra emisión posible es la de fugas, ya que se trabaja con gases a muy alta temperatura. Estas se evitarán en la medida de lo posible mediante las medidas de seguridad pertinentes, tanto por los efectos adversos sobre la salud de los trabajadores como los propios al medio ambiente.

14.6.2. Corrección del impacto por vertidos líquidos

Todos los efluentes líquidos residuales de la plata serán tratados por el actual sistema de tratamiento de efluentes de la Refinería Gibraltar-San

Roque, sin causar modificaciones significativas en el mismo al tratarse en todo caso de efluentes de la misma tipología que los existentes en la Refinería. Estos son los nombrados en el *apartado 14.5.2.* del actual capítulo.

Cabe destacar que el sistema de refrigeración es cerrado, por lo que sólo es necesario proceder a una pequeña purga del agua de refrigeración. Ello representa a su vez un importante ahorro de agua y una disminución del impacto térmico del vertido si se compara con los sistemas de refrigeración abiertos. También hay que tener en cuenta que se trata de agua limpia, no contaminada por corrientes de proceso.

14.6.3. Corrección del impacto por residuos

Los residuos que pudieran generarse en las fases de construcción e instalación serán gestionados de manera adecuada, siendo enviados, según sus características, a vertedero autorizado o entregándose a gestor autorizado.

Los residuos a considerar durante el funcionamiento de la planta son los de carácter general que se deriven de operaciones de limpieza y mantenimiento de equipos.

Refinería Gibraltar-San Roque dispone de un sistema de Gestión Medioambiental que cuenta con las medidas y herramientas necesarias para la correcta gestión interna y externa de sus residuos. Los residuos que se generen se integrarán en dicho sistema asegurándose su adecuado control y seguimiento.

14.6.4. Corrección del impacto por ruidos

Los diferentes equipos a instalar estarán provistos de los debidos medios de insonorización, garantizando que los niveles de emisión global no superen los límites de emisión acústica establecidos. Aunque esta

cuestión queda contemplada en las especificaciones generales para la adquisición de los mismos, no deja de constituir una medida de corrección acústica.

El nivel de potencia acústica de los equipos será tal que el nivel de presión acústica inducido, a 1 m de distancia, no superará los 85 decibelios en condiciones normales de operación, para cada uno.

14.7. Programa de vigilancia ambiental

14.7.1. Vigilancia del impacto causado por obra civil

Durante la realización de las obras, se notificará cualquier aparición de restos arqueológicos, de acuerdo con las obligaciones recogidas en la Ley 1/91, de 3 de julio, del Patrimonio Histórico de Andalucía, ante la eventualidad de cualquier hallazgo casual.

En caso de producirse cualquier hallazgo de restos arqueológicos durante la realización de los trabajos relacionados con la fase de construcción de la planta, se paralizarían inmediatamente los mismos, garantizándose su protección.

14.7.2 Emisiones atmosféricas

La Refinería de Gibraltar-San Roque dispone de una red propia para las medidas de emisiones tanto de NO_x como de SO_x . De ambas partículas se harán inspecciones periódicas y se expondrán en un Libro de Registro.

14.7.3. Efluentes líquidos

El control de los efluentes líquidos es llevado a cabo por la refinería en su planta de aguas residuales.

14.7.4. Residuos

A consecuencia del presente proceso se generarán residuos de carácter general, propios de cualquier instalación industrial, y residuos específicos de la actividad a desarrollar.

Como residuos de carácter general se tendrán los generados en operaciones de limpieza y mantenimiento, los aceites de lubricación de quipos dinámicos, materiales filtrante colmatados, etc.

14.7.5. Ruidos

De acuerdo al artículo 35 del Decreto 326/2003, de 25 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de Protección contra la Contaminación Acústica en Andalucía, deben programarse medidas in situ que permitan comprobar, una vez concluido el proyecto, que las medidas adoptadas han sido correctas y no se superan los valores límite.

CAPÍTULO 15. BIBLIOGRAFÍA

Libros y manuales

- Octave Levenspiel, *“Ingeniería de las Reacciones Químicas”*, Ed. Reverté S.A, 1987.
- James M. Douglas, *“Conceptual Design of Chemical Processes”*, McGraw-Hill, International Edition, 1998.
- Stanley M. Walas. *“Chemical Process Equipment Selection and Design”*. Butterworth-Heinemann, 1990.
- Eduardo Cao, *“Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos”* 1ª Edición, ISBN 95743-8620-7, 2004.
- R. W. Serth, *“Process Heat Transfer. Principles and Applications”*, Ed. Elsevier, First Edition, 2007.
- Donald Q. Kern, *“Procesos de Transferencia de Calor”*, Compañía Editorial, SA, México, 1999.
- Smith, Van Ness, Abbott; *“Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química”*, McGraw-Hill, Quinta Edición, 1996.
- Robert H. Perry, Don W. Green, *“Perry’s Chemicals Engineers”*, McGraw-Hill, Seventh Edition, 1999.
- Megyesy, E.F. *“Manual de Recipientes a Presión. Diseño y Cálculo”*, Limusa, 1992.
- Mendiá Urquiola, F., *“Equipos de intercambio de calor”*. Enter Vasco de la Energía, Bilbao, 1994.

- Sami Matar, Lewis F. Hatch, “*Chemistry of Petrochemical Processes*” Gulf Publishing Company, Second Edition, 2000.
- Kayode Coker, “*Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design*”, Gulf Publishing Company, 2011
- J. P. Wauquier, “*El Refino del Petróleo*”, Ed. Díaz de Santos, 1993.
- Romano Gregorig, “*Cambiadores de Calor*”, Ed Urmo, 1968.
- Allende Landa, “*La Evaluación del Impacto Ambiental. Marco de Referencia y Aspectos relevantes a debatir*”, Revista Ciudad y Territorio, nº 83- 1, 1990.
- Conesa Fernández, V. “*Guía Metodológica para la Evaluación de Impacto Ambiental*”. Ediciones Mundi-Prensa, 1993.

Direcciones Web

Diseño de Equipos e instalaciones:

<http://web.usal.es/~tonidm/>

Diseño de plantas químicas:

<http://disenodeplantasquimicas.blogspot.com/>

Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT):

<http://www.insht.es/portal/site/Insht/>

Bombas Bell & Gossett:

<http://completewatersystems.com/brands/bell-gossett/>

Normativa consultada

- Código ASME (American Society of Mechanical Engineers)
- Norma TEMA (Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association)
- Normas API (American Petroleum Institute)
- Normativa UNE (Una Norma Española)
- Normas ISA (International Society of Automation)

DOCUMENTO 1: MEMORIA

ANEXOS A LA MEMORIA

ÍNDICE

<u>ANEXO 1. SISTEMA DE REACCIÓN</u>	1
1.1. Reacciones químicas	1
1.2. Selección de las condiciones de operación.....	1
1.3. Conversión y selectividad de la reacción.....	2
<u>ANEXO 2. BALANCE DE MATERIA</u>	5
2.1. Ecuación del balance de materia.....	5
2.2. Ecuación de balance al reactor químico	6
2.2.1. Entradas al reactor	6
2.2.2. Consumo y generación	7
2.2.3. Salidas del reactor.....	8
2.3. Balance de materia al resto de equipos.....	10
2.3.1. Balance al intercambiador IC-01 de tolueno.....	10
2.3.2. Balance al intercambiador IC-02 de hidrógeno/metano.....	10
2.3.3. Balance al horno	11
2.3.4. Balance Bomba B-01 de tolueno.....	11
2.3.5. Balance Bomba B-02 de tolueno.....	11
<u>ANEXO 3. DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES</u>	12
3.1. Introducción.....	12
3.2. Densidad.....	12
3.3. Capacidad calorífica	16
3.4. Viscosidad	19
3.5. Conductividad térmica.....	20
<u>ANEXO 4. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR IC-01</u>	22
4.1. Introducción.....	22
4.2. Asignación de los flujos	22

4.3. Propiedades de los fluidos de entrada	22
4.4. Calor intercambiado	23
4.5. Diferencia media logarítmica de temperatura	25
4.6. Características del intercambiador de calor.....	26
4.7. Balance de energía del intercambiador	27
4.7.1. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U	27
4.8. Área de intercambio necesaria	35
4.9. Cálculo iterativo para conocer las dimensiones del intercambiador	35
4.10. Números de tubos del intercambiador.....	36
4.11. Deflectores o baffles.....	37
4.11.1. Espaciamiento entre deflectores	38
4.11.2. Numero de deflectores	39
4.11.3. Espesor de los deflectores.....	39
4.12. Diseño mecánico	40
4.12.1. Espesor de los tubos	40
4.12.2. Espesor de la carcasa	43
4.13. Pérdidas de carga.....	47
4.13.1. Pérdida de carga en los tubos	48
4.13.2. Pérdida de carga en la carcasa	49
4.13.3. Pérdida de carga total	52
4.14. Aislamiento.....	52
<u>ANEXO 5. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR IC-02</u>	53
5.1. Introducción.....	53
5.2. Asignación de los flujos	53
5.3. Propiedades de los fluidos de entrada	53
5.4. Calor intercambiado	54
5.5. Diferencia media logarítmica de temperatura	55
5.6. Características del intercambiador de calor.....	57
5.7. Balance de energía del intercambiador	57

5.7.1. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U	58
5.8. Área de intercambio necesaria	65
5.9. Cálculo iterativo para conocer las dimensiones del intercambiador	65
5.10. Números de tubos del intercambiador	66
5.11. Deflectores o baffles	67
5.11.1. Espaciamiento entre deflectores	68
5.11.2. Numero de deflectores	69
5.11.3. Espesor de los deflectores	69
5.12. Diseño mecánico	70
5.12.1. Espesor de los tubos	70
5.12.2. Espesor de la carcasa	73
5.13. Pérdidas de carga	77
5.13.1. Pérdida de carga en los tubos	77
5.13.2. Pérdida de carga en la carcasa	79
5.13.3. Pérdida de carga total	81
5.15. Aislamiento	82
<u>ANEXO 6. DISEÑO DEL HORNO DE PROCESOS H-01</u>	83
6.1. Introducción	83
6.2. Tipo de horno	84
6.3. Balance de energía	86
6.4. Temperatura de salida de los gases (T_{stack}) y eficiencia del horno	87
6.5. Calor liberado	88
6.6. Cantidades requeridas de combustible y de aire	89
6.6.1. Cantidad de combustible	89
6.6.2. Cantidad de aire necesaria para la combustión	91
6.6.3 Relación aire-combustible	92
6.7. Velocidad del fluido y dimensiones de los tubos	93
6.8. Diseño de la sección de radiación	101
6.8.1. Estimación del flujo de energía radiante	102

6.8.2. Estimación del calor cedido por la zona radiante.....	103
6.8.3. Estimación del área refractaria	104
6.8.4. Método de Lobo y Evans.....	105
6.9. Diseño de la sección de convección	124
6.9.1. Diseño de los tubos de choque	126
6.9.2. Diseño de la zona de tubos con aletas	144
6.9.3. Temp. de la superficie metálica para tubos de choque y aletas.....	151
6.10. Diseño de la chimenea.....	156
6.10.1. Pérdidas de presión de la chimenea.....	160
6.11. Temperaturas del fluido y de los gases de combustión.....	163
<u>ANEXO 7. DISEÑO DEL SISTEMA DE REACCIÓN.....</u>	<u>164</u>
7.1. Reacciones químicas	164
7.2. Caudales de entrada y salida	165
7.3. Condiciones de operación	165
7.4. Cinética de la reacción	166
7.5. Tipo de reactor.....	168
7.6. Asignación de los flujos	168
7.7. Obtención de la ecuación de diseño del reactor	169
7.8. Obtención del volumen del reactor	174
7.9. Dimensiones del reactor	175
7.10. Balance de energía del sistema.....	178
7.11. Calor intercambiado y caudal de agua	181
7.12. Propiedades de los fluidos	182
7.13. Diferencia media logarítmica de temperatura	183
7.14. Características del reactor	184
7.15. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U.....	184
7.15.1. Cálculo del coeficiente individual de película interna, h_i	186
7.15.2. Cálculo del coeficiente individual de película externa, h_o	189
7.15.3. Factores de incrustación interno $R''_{f,i}$ y externo $R''_{f,o}$	191

7.15.4. Conductividad térmica del material.....	191
7.16. Área de intercambio necesaria	192
7.15. Números de tubos necesarios	193
7.16. Deflectores o baffles.....	194
7.16.1. Espaciamiento entre deflectores	194
7.16.2. Numero de deflectores	195
7.16.3. Espesor de los deflectores.....	196
7.16.4. Diámetro de los deflectores	196
7.17. Diseño mecánico	197
7.17.1. Espesor de los tubos	197
7.17.2. Espesor de la carcasa	200
7.18. Pérdidas de carga.....	204
7.18.1. Pérdida de carga en los tubos	204
7.18.2. Pérdida de carga en la carcasa	206
7.18.3. Pérdida de carga total	209
7.19. Aislamiento.....	209
<u>ANEXO 8. DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE ALMACENAMIENTO DE TOLUENO</u>	210
8.1. Introducción.....	210
8.2. Diseño de los depósitos	210
8.3. Diseño mecánico	211
8.3.1 Cálculo del espesor de los depósitos	212
8.4. Diseño del cubeto de retención	219
8.5. Accesorios	221
<u>ANEXO 9. DISEÑO DEL SISTEMA DE CONDUCCIÓN</u>	223
9.1. Introducción.....	223
9.2. Diseño mecánico e hidromecánico de tuberías	223
9.3. Pérdida de carga total en las líneas de conducción	245

9.4. Aislante para tuberías.....255

ANEXO 10. DISEÑO DEL SISTEMA DE BOMBEO 257

10.1. Introducción.....257

10.2. Diseño de la bomba B-01258

10.2.1. Balance de energía mecánico258

10.2.2. Selección del tipo de bomba.....260

10.2.3. Potencia hidráulica de la bomba.....261

10.2.4. Carga o altura neta de succión positiva disponible (NPSH_d)262

10.2.5. Carga o altura neta de succión positiva requerida (NPSH_r)264

10.3. Diseño de la bomba B-02265

10.3.1. Balance de energía mecánico266

10.3.2. Selección del tipo de bomba.....268

10.3.3. Potencia hidráulica de la bomba.....268

10.3.4. Carga o altura neta de succión positiva disponible (NPSH_d)269

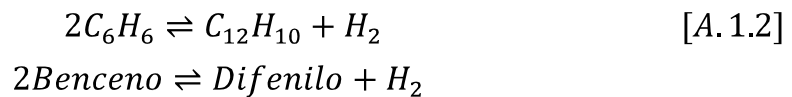
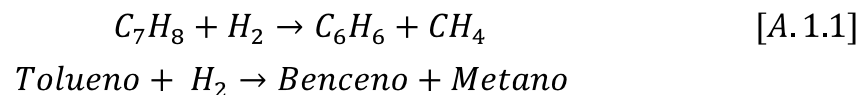
10.3.5. Carga o altura neta de succión positiva requerida (NPSH_r).....271

ANEXO 11. FIGURAS Y TABLAS272

ANEXO 1. SISTEMA DE REACCIÓN

1.1. Reacciones químicas

Las reacciones involucradas en el proceso de hidrodesalquilación de tolueno son las siguientes:



El tolueno reacciona con el hidrógeno para producir benceno y metano como subproducto. Al mismo tiempo tiene lugar una reacción secundaria donde se produce difenilo e hidrógeno a partir del benceno producido en la primera reacción.

El tolueno entra en el reactor como gas y el hidrógeno se contiene también en una mezcla gaseosa junto al metano, cuya proporción es de un 5%.

1.2. Selección de las condiciones de operación

Para que las reacciones y así el proceso HDA tengan lugar hay que tener siempre presentes una serie de restricciones:

1. La temperatura de salida del reactor no puede ser mayor a 985 K (712 °C).
2. El efluente del reactor ha de ser enfriado rápidamente.
3. La relación de hidrógeno/tolueno ha de ser de 5.

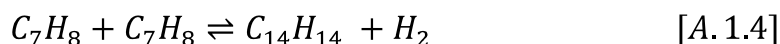
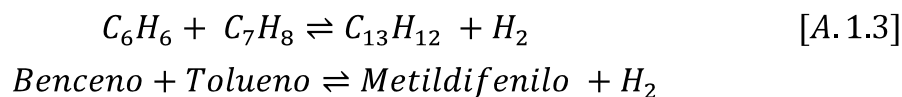
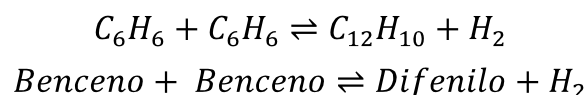
Todo ello es para evitar una posible coquización. Éste no es más que un proceso de desintegración térmica para romper las moléculas grandes en otras más pequeñas con la generación de no deseado coque del petróleo.

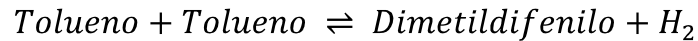
La reacción puede llevarse a cabo a una temperatura de 620 °C a 712 °C y a una presión de 500 *psia*, es decir, unas 34 a 35 *atm*. La relación existe entre el hidrógeno y el tolueno es de 5/1.

1.3. Conversión y selectividad de la reacción

A la salida del reactor se tiene el tolueno no reaccionante, el hidrogeno excedente y el producido durante la segunda reacción, metano, difenilo y benceno.

El benceno y el tolueno pueden reaccionar para formar varias combinaciones de difenilos, que representan la mayor parte de los productos aromáticos pesados. Su formación se lleva a cabo mediante reacciones de equilibrio, muy sensibles a variaciones en la concentración de productos y reactivos. El difenilo se forma como consecuencia de la condensación de dos moléculas de tolueno. Se requiere algún tiempo para alcanzar una concentración de benceno en la que el dimetildifenilo formado se pueda detectar. A medida que la reacción avanza, la concentración alcanza un máximo y luego disminuye, bien por formación de benceno y tolueno, o bien por desalquilación a difenilo. El difenilo producido aumenta continuamente, a medida que la concentración de benceno se incrementa o llega a la de equilibrio.





La importancia del estudio de estas reacciones paralelas minoritarias, se encuentra en determinar la selectividad global del tolueno a benceno.

El concepto de selectividad y su aplicación son esenciales en la evaluación industrial de reacciones químicas cuando el objetivo es lograr la producción máxima del producto deseado. En operaciones industriales, la meta es establecer las mejores condiciones de operación para el producto deseado. La producción de éste es mejorada utilizando el concepto de selectividad ya sea para acelerar su velocidad de reacción o suprimir las velocidades de formación de productos indeseados. Este valor determina las condiciones operacionales óptimas para los productos deseados.

Se define la selectividad como la relación entre los moles producidos de benceno en el reactor y los moles de tolueno convertidos.

Se encuentra en la bibliografía por *James M. Douglas*, el libro *Conceptual Design of Chemical Processes*, donde se cita la siguiente expresión para hallar la selectividad para una conversión del 50 %.

$$s = 1 - \frac{0,0036}{(1 - x)^{1,544}} \quad [A. 1.5]$$

Siendo x la conversión igual a 0,50; la selectividad será por tanto:

$$s = 0,9895 \text{ (98,95 \%)}$$

Esta expresión será válida siempre que la conversión sea menor al 97 %; además las sustancias empleadas estén en fase gas y no catalítica. Como se aprecia, a mayor conversión menor selectividad.

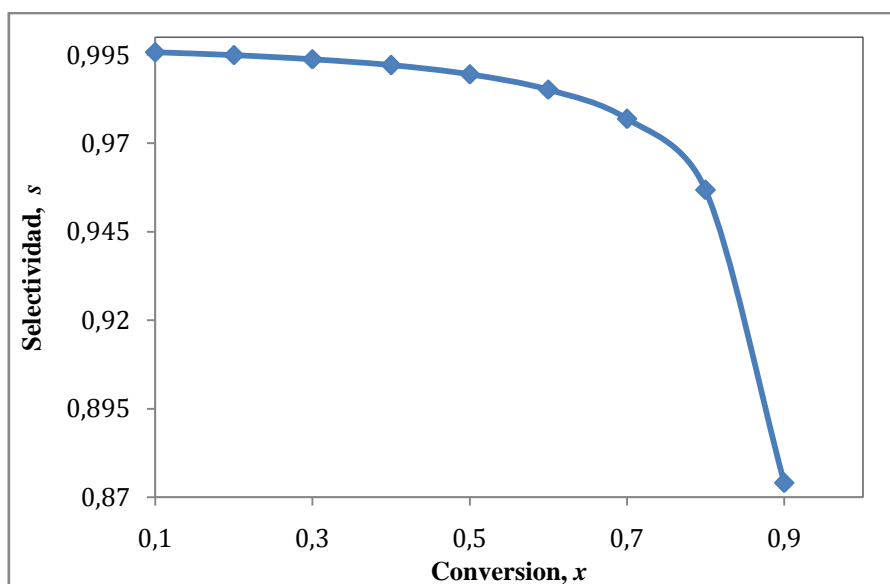


Fig. A.1.1. Conversión frente a la selectividad de la reacción

Puede observarse en la *figura A.1.1* que la selectividad decae levemente al aumentar la conversión hasta valores próximos al 80 %, punto a partir del cual comienza a caer a mucha más velocidad con el aumento de la conversión. Por tanto, la conversión se va a fijar en 50 %, con el fin de obtener una selectividad lo suficientemente elevada (99 %).

ANEXO 2. BALANCE DE MATERIA

En el presente anexo se tiene como objetivo emplear la ecuación del balance de materia para conseguir los caudales necesarios que tendrán lugar en la planta.

Evidentemente en cada equipo se empleará la ecuación del balance despreciando o no algún término dependiendo del proceso que lleve a cabo.

2.1. Ecuación del balance de materia

En cada proceso se aplicará la siguiente ecuación:

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C) \quad [A.2.1]$$

Donde:

(A): Término de acumulación

(E): Término de entrada al proceso

(S): Término de salida al proceso

(G): Término de generación de materia

(C): Término de consumo de materia

Acumulación (A)

El término de acumulación no se considerará en este proceso, salvo en el depósito, pues en el resto se opera en estado estacionario y en todos los equipos se trabaja de forma continua.

Generación (G) y consumo (C)

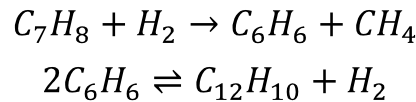
Por otro lado, los términos de generación (G) y consumo (C) aparecen siempre que haya una reacción química. En este caso, es en el

reactor donde hay que tener a ambos en cuenta. En el resto de equipos, donde solo existe un proceso físico, ambos términos se despreciarán.

2.2. Ecuación de balance al reactor químico

Aplicando la ecuación antes citada al reactor, se podrá obtener todos los caudales que intervienen y así el balance completo de esta primera línea de producción de benceno.

Antes de aplicar la ecuación, se recordará la reacciones químicas que tienen lugar en el proceso



Partiendo de la base de cálculo de una producción de benceno de $806,722 \text{ kmol/h}$, y teniendo en cuenta una selectividad (s) del 98,9% y una conversión (x) del 50%, se tiene que:

2.2.1. Entradas al reactor

La alimentación de tolueno para poder producir benceno es:

$$(E)_{TOLUENO} = \frac{(S)_{BENCENO}}{s \cdot x} \quad [A.2.3]$$

$$(E)_{TOLUENO} = \frac{806,722}{0,989 \cdot 0,5} = 1630,5611 \text{ kmol/h}$$

Y la alimentación de hidrógeno, que está en exceso, es 5 veces la de tolueno:

$$(E)_{HIDROGENO} = 5 \cdot (E)_{TOLUENO} \quad [A.2.4]$$

$$(E)_{HIDROGENO} = 5 \cdot 1630,5611 = 8152,8054 \text{ kmol/h}$$

A su vez, la alimentación de metano es un 5% la de hidrógeno:

$$(E)_{METANO} = 0,05 \cdot (E)_{HIDROGENO} \quad [A.2.5]$$

$$(E)_{METANO} = 0,05 \cdot 8152,8054 = 407,6403 \text{ kmol/h}$$

2.2.2. Consumo y generación

Una vez obtenida la alimentación que entra en el reactor, se hallará lo que se reacciona o consume de reactivos y lo que se genera.

Como la conversión es del 50% de tolueno, que es el reactivo limitante, reacciona entonces:

$$(C)_{TOLUENO} = 0,5 \cdot (E)_{TOLUENO} \quad [A.2.6]$$

$$(C)_{TOLUENO} = 0,5 \cdot 1630,5611 = 815,2805 \text{ kmol/h}$$

Por la estequiometría de la primera reacción, esto es igual a lo que reacciona de hidrógeno:

$$(C)_{TOLUENO} = (C)_{HIDROGENO} \quad [A.2.7]$$

$$(C)_{HIDROGENO} = 815,2805 \text{ kmol/h}$$

En la primera reacción se produce igualmente la siguiente cantidad de metano:

$$(G)_{METANO} = 0,5 \cdot (E)_{TOLUENO} \quad [A.2.8]$$

$$(G)_{METANO} = 0,5 \cdot 1630,5611 = 815,2805 \text{ kmol/h}$$

De la segunda reacción se produce la misma cantidad de difenilo que de hidrógeno. Si la fracción s de tolueno es convertida en benceno, una fracción de s debe perderse como difenilo. Sin embargo, de la estequiometria la cantidad de difenilo que se obtiene es:

$$(G)_{DIF} = (E)_{TOL} \cdot \frac{(1-s)}{2} = \frac{(S)_{BEN}}{s} \cdot \frac{(1-s)}{2} = (E)_{TOL} \cdot x \cdot \frac{(1-s)}{2} \quad [A.2.9]$$

$$(G)_{DIFENILO} = 1630,5611 \cdot 0,5 \cdot \frac{(1-0,989)}{2} = 4,2793 \text{ kmol/h}$$

$$(G)_{DIFENILO} = (G)_{HIDROGENO} \quad [A.2.10]$$

$$(G)_{HIDROGENO} = 4,2793 \text{ kmol/h}$$

2.2.3. Salidas del reactor

Por último, se calculará las cantidades que salen en su totalidad, haciendo uso de la ecuación del balance.

De metano sale lo que entraba, ya que es inerte, y lo que se produce de la primera reacción:

$$(S)_{METANO} = (E)_{METANO} + (G)_{METANO} \quad [A.2.11]$$

$$(S)_{METANO} = 407,6403 + 815,2805 = 1222,9208 \text{ kmol/h}$$

De hidrogeno saldrá lo que entraba menos lo que se consumió en la primera reacción más lo que se generó en la segunda.

$$(S)_{HID} = (E)_{HID} - (C)_{HID} + (G)_{HID} \quad [A. 2.12]$$

$$(S)_{HID} = 8152,8054 - 815,2805 + 4,2793 = 7341,8042 \text{ kmol/h}$$

De difenilo saldrá simplemente lo que se genera:

$$(S)_{DIFENILO} = (G)_{DIFENILO} \quad [A. 2.13]$$

$$(S)_{DIFENILO} = 4,2793 \text{ kmol/h}$$

Y lo que sale de tolueno será lo que no se ha consumido:

$$(S)_{TOLUENO} = (E)_{TOLUENO} - (C)_{TOLUENO} \quad [A. 2.14]$$

$$(S)_{TOLUENO} = 1630,5611 - 815,2805 = 815,2805 \text{ kmol/h}$$

Tabla A.2.1. Caudales de entrada y salida de los reactores en kmol/h y kg/h

	Entrada		Salida	
	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h
Tolueno	1630,5611	150241,5292	815,2805	75120,7646
Hidrogeno	8152,8054	16436,05577	7341,8042	14801,0772
Metano	407,6403	6539,772884	1222,9208	19619,3187
Difenilo	-	-	4,2793	659,9108
Benceno	-	-	806,722	63016,2823
Total	10191,0068	173217,3579	10191,0068	173217,3579

Pero como se explicó en la memoria descriptiva se dispondrán de 3 reactores, por lo que en cada uno de ellos entrará una cantidad equitativa a los caudales anteriormente expuestos:

Tabla A.2.2. Caudales de entrada y salida de cada reactor en kmol/h y kg/h

	Entrada		Salida	
	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h
Tolueno	543,520	50080,509	271,760	25040,255
Hidrogeno	2717,602	5478,685	2447,268	4933,692
Metano	135,88	2179,924	407,640	6539,773
Difenilo	-	-	1,426	219,97
Benceno	-	-	268,907	21005,427
Total	3397,002	57739,119	3397,002	57739,119

2.3. Balance de materia al resto de equipos

El balance que se aplica al resto de equipos queda simplificado por el proceso que se lleva a cabo en los mismos, siendo éste un puro proceso físico sin reacción química. Como consecuencia, la *ecuación A.2.1.*, queda:

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C)$$

(G) = (C) = 0; no hay reacción química

(A) = 0; estado estacionario

Por tanto;

$$(E) = (S) \quad [A. 2.15]$$

2.3.1. Balance al intercambiador IC-01 de tolueno

$$(E) = (S) = 1630,5611 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = 150241,5292 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

2.3.2. Balance al intercambiador IC-02 de hidrógeno/metano

$$(E)_{HID} = (S)_{HID} = 8152,8054 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = 16436,0558 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ hidrógeno}$$

$$(E)_{MET} = (S)_{MET} = 407,6403 \frac{kmol}{h} = 6539,7729 \frac{kg}{h} \text{ metano}$$

$$(E)_{TOTAL} = (S)_{TOTAL} = 8560,446 \frac{kmol}{h} = 22975,829 \frac{kg}{h}$$

2.3.3. Balance al horno

$$(E)_{TOL} = (S)_{TOL} = 1630,5611 \frac{kmol}{h} = 150241,5292 \frac{kg}{h} \text{ tolueno}$$

$$(E)_{HID} = (S)_{HID} = 8152,8054 \frac{kmol}{h} = 16436,0558 \frac{kg}{h} \text{ hidrógeno}$$

$$(E)_{MET} = (S)_{MET} = 407,6403 \frac{kmol}{h} = 6539,7729 \frac{kg}{h} \text{ metano}$$

$$(E)_{TOTAL} = (S)_{TOTAL} = 10191,007 \frac{kmol}{h} = 173217,358 \frac{kg}{h}$$

2.3.4. Balance Bomba B-01 de tolueno

$$(E)_{TOL} = (S)_{TOL} = 1630,5611 \frac{kmol}{h} = 150241,5292 \frac{kg}{h} \text{ tolueno}$$

2.3.5. Balance Bomba B-02 de tolueno

$$(E)_{TOL} = (S)_{TOL} = 1630,5611 \frac{kmol}{h} = 150241,5292 \frac{kg}{h} \text{ tolueno}$$

ANEXO 3. DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES

3.1. Introducción

En el presente anexo se pretende recoger de manera concisa las propiedades que los fluidos presentan a lo largo del proceso de la síntesis de benceno. Brevemente se describirán dichas propiedades, se describirá el cálculo de su obtención y se adjuntarán las tablas para presentarlas.

Los fluidos que intervienen en el proceso son el benceno, el tolueno, el hidrógeno, el metano y el difenilo. El tolueno es el único que se presenta en fase líquida al comienzo de la línea, pero durante la mayor parte del proceso es gas al igual que el resto de fluidos. Además de estas sustancias, también se tendrá en cuenta el condensado que sirve para la refrigeración de los reactores, que experimenta un cambio de fase durante su paso por la planta.

Las propiedades que aquí se medirán y que serán útiles para el desarrollo de los anexos posteriores son principalmente la densidad, la viscosidad, la capacidad calorífica y la conductividad.

Este anexo tiene entonces como objetivo exponer los datos necesarios para el desarrollo de los cálculos, de manera que se pueda consultar en cualquier momento los aquí presentados.

3.2. Densidad

Para hallar la densidad se ha hecho uso de la ecuación de Peng Robinson. La ecuación de Peng Robinson (PR) es la más ampliamente usada en termodinámica de Ingeniería Química. La ecuación requiere el uso de tres propiedades del compuesto puro: la temperatura crítica, la presión crítica y el factor acéntrico.

La ecuación de Peng Robinson se define como sigue:

$$P = \frac{R \cdot T}{\bar{V} - b} - \frac{a \cdot \alpha}{\bar{V} \cdot (\bar{V} + b) + b \cdot (\bar{V} - b)} \quad [A.3.1]$$

Donde:

P : Presión (*atm*)

R : Constante de los gases ($0,082 \text{ atm}\cdot\text{L}/(\text{mol}\cdot\text{K})$)

T : Temperatura (*K*)

\bar{V} : Volumen molar (*L/mol*)

b : Covolumen (*L/mol*)

a : Parámetro de fuerzas atractivas entre moléculas ($\text{atm}\cdot\text{L}^2/\text{mol}^2$)

Los parámetros a, b y el factor α de la ecuación de Peng Robinson se calculan según las siguientes expresiones:

$$a = 0,45724 \cdot \frac{R^2 \cdot T_C^2}{P_C} \quad [A.3.2]$$

$$b = 0,07780 \cdot \frac{R \cdot T_C}{P_C} \quad [A.3.3]$$

$$\alpha = \left[1 + s \cdot \left(1 - \sqrt{\frac{T}{T_C}} \right) \right]^2 \quad [A.3.4]$$

Siendo s :

$$s = 0,37463 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2 \quad [A.3.5]$$

Donde ω es el factor acéntrico, T_C y P_C la temperatura y presión crítica, respectivamente.

Para las sustancias implicadas en el proceso estas características se muestran a continuación:

Tabla A.6.1. Temperatura crítica, presión crítica y factor acéntrico

Sustancia	Tc (K)	Pc (atm)	ω
hidrógeno	33,19	12,8	-0,22
tolueno	591,8	40,6	0,262
metano	190,564	45,4	0,011
benceno	562,16	48,3	0,209
difenilo	773	33,358	0,403

A la temperatura, por ejemplo, de la entrada de los reactores, los parámetros necesarios para aplicar la ecuación de Peng Robinson son:

Tabla A.6.2. Parámetros de la ecuación de Peng Robinson

Sustancia	a (atm·L ² /mol ²)	b (L/mol)	s	α
hidrógeno	0,265	0,016	0,022	0,813
tolueno	26,521	0,093	0,760	0,615
metano	2,459	0,027	0,392	0,256
benceno	20,116	0,074	0,685	0,613
difenilo	55,072	0,148	0,95	0,779

Para resolver la ecuación de PR, es necesario llevar a cabo un proceso iterativo donde se parte de la ecuación de gases ideales para obtener un volumen molar inicial.

$$\bar{V} = \frac{R \cdot T}{P} \quad [A. 3.6]$$

Despejando el volumen molar de la parte izquierda de la ecuación de PR, queda una ecuación en función del propio volumen molar. Es aquí donde se sustituirá el volumen conseguido por la ecuación de gases ideales. El resultado de la ecuación se volverá a sustituir en la ecuación hasta que ambos volúmenes coincidan.

El volumen molar y la densidad se relacionan como:

$$\rho = \frac{1}{\bar{V}} \quad [A. 3.7]$$

A continuación se expondrán los resultados de las densidades a lo largo del proceso expresadas en kg/m^3 tanto a la entrada como a la salida de los equipos. Nótese que cuando hay más de una sustancia en cada corriente, su densidad se ha calculado teniendo en cuenta la proporción que tiene dicha corriente.

Tabla A.6.3. Densidad a la entrada y salida de las bombas

Bomba B-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	868,631	868,232
Bomba B-02		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	868,232	867,623

Tabla A.6.4. Densidad a la entrada y salida del intercambiador IC-01

Intercambiador de calor IC-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	867,623	134,954
Efluente reactor	7,194	8,776

Tabla A.6.5. Densidad a la entrada y salida del intercambiador IC-02

Intercambiador de calor IC-02		
Sustancia	Entrada	Salida
Hidrógeno/Metano	3,601	1,931
Efluente reactor	8,776	10,207

Tabla A.6.6. Densidad a la entrada y salida del horno H-01

Horno H-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Hidrógeno/Metano	1,931	1,152
Tolueno	134,954	41,495

Tabla A.6.7. Densidad a la entrada y salida de los reactores
R-01, R-02, R-03

Reactores R-01, R-02, R-03		
Sustancia	Entrada	Salida
Materias Primas/Productos	7,194	7,194
Condensado/Vapor	796,057	19,57300

3.3. Capacidad calorífica

La capacidad calorífica de un compuesto es la propiedad que determina la cantidad de calor que debe aportársele a un cuerpo para que suba en una unidad su temperatura. En un sistema no isotérmico será necesario conocer cuál es el valor de la capacidad calorífica a una temperatura determinada.

Para calcular la capacidad calorífica en el proceso a diseñar se encontró la dificultad de que los datos en bibliografía se estimaban para presiones bajas.

La ecuación para el cálculo de la propiedad se expresa como una función únicamente dependiente de la temperatura (Perry et al ,2001) y tiene unidades de $cal/mol \cdot K$.

$$Cp^0 = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad [A.3.8]$$

Las constantes A , B , C y D se encuentran tabuladas en la siguiente tabla para cada uno de los compuestos que participan en la reacción:

Tabla A.6.8. Constantes capacidad calorífica

Sustancia	A	B	C	D
hidrógeno	6,483	$2,215 \times 10^{-3}$	$-3,298 \times 10^{-6}$	$1,826 \times 10^{-9}$
tolueno	-5,817	$1,224 \times 10^{-1}$	$-6,605 \times 10^{-5}$	$1,173 \times 10^{-8}$
metano	4,598	$1,245 \times 10^{-2}$	$2,860 \times 10^{-6}$	$-2,703 \times 10^{-9}$
benceno	-8,101	$1,133 \times 10^{-1}$	$-7,206 \times 10^{-5}$	$1,703 \times 10^{-8}$
difenilo	-23,184	$2,641 \times 10^{-1}$	$-2,115 \times 10^{-4}$	$6,664 \times 10^{-8}$

En el caso del hidrógeno y metano que en condiciones normales se encuentran en estado gaseoso, debe tenerse en cuenta que la capacidad calorífica se verá afectada por los efectos que sufren los compuestos ante un aumento de la presión del entorno. Por lo que el valor de la misma se ve incrementado de la siguiente forma:

$$C_p = C_p^0 + \Delta C_p \tag{A.3.9}$$

Donde ΔC_p se calcula gráficamente conociendo los valores de P_r y T_r de los compuestos afectados.

Esta presión y temperatura reducidas dependen de las propiedades críticas de los compuestos y de las condiciones de trabajo del sistema. Estas vienen dadas por la siguiente ecuación:

$$T_r = \frac{T}{T_c} \tag{A.3.10}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} \tag{A.3.11}$$

Conocidas dichas propiedades, se obtiene gráficamente ΔC_p :

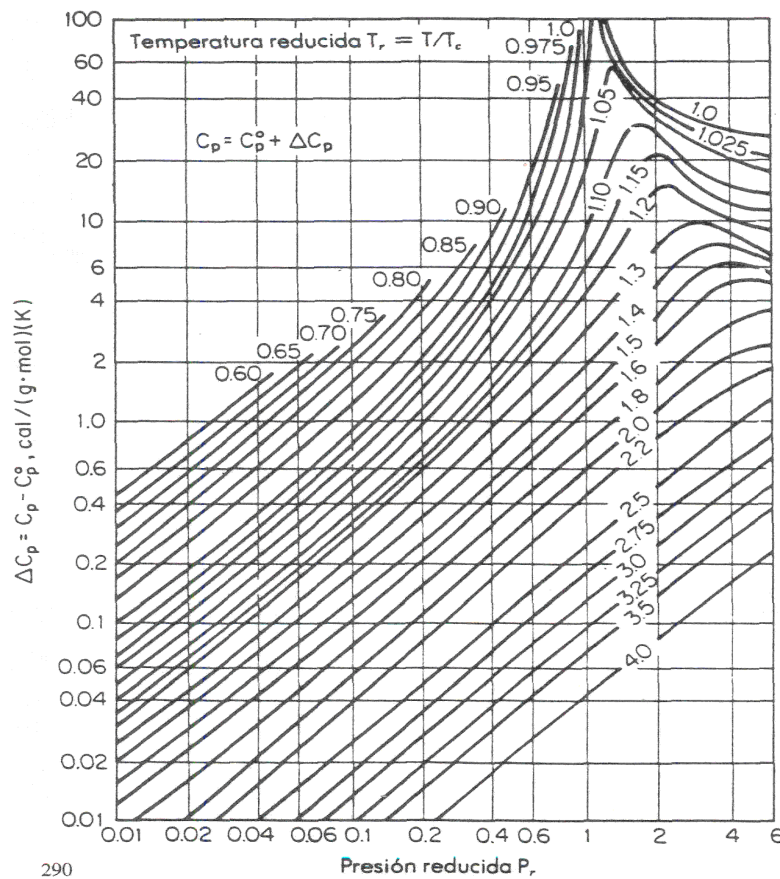


Fig. A.6.1. Corrección de C_p a altas presiones (Universidad de Colombia)

Aunque las presiones altas afectan considerablemente al hidrógeno y al metano, no es correcto presentar que la capacidad calorífica del resto de compuestos no varía a 35 *bar*.

Por ello, se hace uso del programa de simulación *Chemcad Versión 6* para hallar dicha propiedad. Las siguientes tablas representan igualmente la entrada y salida de sustancias en cada equipo, donde las unidades de C_p están en $J/kmol \cdot K$.

Tabla A.6.9. C_p a la entrada y salida de las bombas

Bomba B-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	143065,060	143052,042
Bomba B-02		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	143052,042	143041,997

Tabla A.6.10. C_p a la entrada y salida del intercambiador IC-01

Intercambiador de calor IC-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	143041,997	343788,925
Efluente reactor	68011,283	63291,899

Tabla A.6.11. C_p a la entrada y salida del intercambiador IC-02

Intercambiador de calor IC-02		
Sustancia	Entrada	Salida
Hidrógeno/Metano	29474,417	30446,451
Efluente reactor	63291,899	59778,071

Tabla A.6.12. C_p a la entrada y salida del horno H-01

Horno H-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Hidrógeno/Metano	30446,451	32125,612
Tolueno	343788,925	263385,02

Tabla A.6.13. Cp a la entrada y salida de los reactores R-01, R-02, R-03

Reactores R-01, R-02, R-03		
Sustancia	Entrada	Salida
Materias Primas/Productos	68633,115	68011,283
Condensado/Vapor	4934,030	3818,391

3.4. Viscosidad

Debido a la dificultad de encontrar correlaciones para la viscosidad a altas presiones, se determinan los datos correspondientes a cada corriente con el mismo simulador. Sus unidades son *Pa·s*.

Tabla A.6.14. Viscosidad a la entrada y salida de las bombas

Bomba B-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	$5,889 \times 10^{-4}$	$5,989 \times 10^{-4}$
Bomba B-02		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	$5,989 \times 10^{-4}$	$6,024 \times 10^{-4}$

Tabla A.6.15. Viscosidad a la entrada y salida del intercambiador IC-01

Intercambiador de calor IC-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	$6,024 \times 10^{-4}$	$1,796 \times 10^{-5}$
Efluente reactor	$2,563 \times 10^{-5}$	$2,199 \times 10^{-5}$

Tabla A.6.16. Viscosidad a la entrada y salida del intercambiador IC-02

Intercambiador de calor IC-02		
Sustancia	Entrada	Salida
Hidrógeno/Metano	$9,879 \times 10^{-6}$	$1,522 \times 10^{-5}$
Efluente reactor	$2,199 \times 10^{-5}$	$1,954 \times 10^{-5}$

Tabla A.6.17. Viscosidad a la entrada y salida del horno H-01

Horno H-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Hidrógeno/Metano	$1,522 \times 10^{-5}$	$2,180 \times 10^{-5}$
Tolueno	$1,796 \times 10^{-5}$	$2,071 \times 10^{-5}$

Tabla A.6.18. Viscosidad a la entrada y salida de los reactores
R-01, R-02, R-03

Reactores R-01, R-02, R-03		
Sustancia	Entrada	Salida
Materias Primas/Productos	2×10^{-5}	3×10^{-5}
Condensado/Agua	$1,076 \times 10^{-3}$	$1,888 \times 10^{-5}$

3.5. Conductividad térmica

De la misma manera que se ha hecho con el resto de propiedades, se resumen sus cambios en cada corriente. Debido a la dificultad de encontrar correlaciones para la conductividad térmica a altas presiones, se determinan los datos correspondientes a cada corriente con el *Chemcad Version 6*. Sus unidades son $W/(m \cdot K)$.

Tabla A.6.19. Conductividad térmica a la entrada y salida de las bombas

Bomba B-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	0,134	0,134
Bomba B-02		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	0,134	0,133

Tabla A.6.20. Conductividad térmica a la entrada y salida del IC-01

Intercambiador de calor IC-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Tolueno	0,133	0,045
Efluente reactor	0,232	0,195

Tabla A.6.21. Conductividad térmica a la entrada y salida del IC-02

Intercambiador de calor IC-02		
Sustancia	Entrada	Salida
Hidrógeno/Metano	0,167	0,269
Efluente reactor	0,195	0,172

Tabla A.6.22. Conductividad térmica a la entrada y salida del H-01

Horno H-01		
Sustancia	Entrada	Salida
Hidrógeno/Metano	0,269	0,399
Tolueno	0,045	0,097

Tabla A.6.23. Conductividad térmica a la entrada y salida de los reactores
R-01, R-02, R-03

Reactores R-01, R-02, R-03		
Sustancia	Entrada	Salida
Materias Primas/Productos	0,239	0,232
Condensado/Vapor	0,62	0,043

ANEXO 4. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR IC-01

4.1. Introducción

El intercambiador IC-01 es el equipo que se encarga de evaporar completamente el tolueno líquido procedente de los depósitos de almacenamiento y que ya ha sido bombeado para alcanzar una presión de 35 *bar*. El equipo es un intercambiador de carcasa y tubos tipo TEMA modelo AES del que seguidamente se obtendrá su diseño. En éste se consigue tolueno a 580 *K* (307 °C) para a continuación poder llevarlo al horno de procesos y seguir allí su elevación de temperatura.

4.2. Asignación de los flujos

Como se justifica en el *capítulo 6* de la *Memoria Descriptiva* al tratarse de un intercambiador de carcasa y tubos, proporciona un gran área de intercambio de calor.

El fluido que irá por el interior de los tubos será el efluente gaseoso de productos de los reactores ya que es el más corrosivo. Es esta corriente la seleccionada para evaporar el tolueno, ya que es la única con elevada temperatura que es capaz de subir los grados al tolueno. Entra en los tubos con un caudal de 10191,007 *kmol/h* y conseguirá bajar su temperatura hasta 800,844 *K*.

La corriente que pasa por carcasa es el tolueno, que entra a 295,797 *K* y se evaporará y alcanzará una temperatura de 580 *K*.

4.3. Propiedades de los fluidos de entrada

El fluido que circula por los tubos tiene las siguientes características:

- Temperatura de entrada: 975 K
- Temperatura de salida: 800,844 K
- Temperatura media: 887,922 K
- Densidad media, $\rho_m = 7,985 \text{ kg/m}^3$
- Viscosidad media, $\mu_m = 2,381 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
- Capacidad calorífica media, $C_{p_m} = 3862,523 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$
- Conductividad media, $k_m = 0,214 \text{ W/m}\cdot\text{K}$
- Presión de operación en tubos: 34,5 bar

Por otro lado, el fluido que se evapora en la carcasa, el tolueno, tiene las siguientes propiedades:

- Temperatura de entrada: 295,797 K
- Temperatura de salida: 580 K
- Temperatura media: 437,898 K
- Densidad media, $\rho_m = 501,29 \text{ kg/m}^3$
- Viscosidad media, $\mu_m = 3,102 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
- Capacidad calorífica media, $C_{p_m} = 2641,771 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$
- Conductividad media, $k_m = 0,089 \text{ W/m}\cdot\text{K}$
- Presión de operación en carcasa: 35 bar

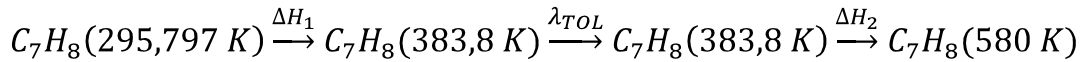
4.4. Calor intercambiado

Para proceder al diseño del intercambiador es necesario conocer el calor que se intercambian las corrientes. Cuando sea hallado, se podrá obtener el área necesaria para dicho intercambio y así las dimensiones del equipo que harán posible el objetivo del diseño.

La ecuación de la energía se aplica a un volumen de control que encierra la totalidad del intercambiador. La ecuación se reduce a un balance de energía puesto que no se realiza trabajo externo, no se transfiere calor

pues el intercambiador está bien aislado, y los cambios en la energía cinética y potencial suelen ser insignificantes.

El balance que se le realiza al tolueno conlleva los cálculos de las siguientes entalpías:



Siendo ΔH_1 y ΔH_2 el calor sensible al haber cambio de temperatura y λ_{TOL} el calor latente al pasar de líquido a gas. La temperatura de 383,8 K es la de ebullición.

Estos calores vienen dados por la siguiente ecuación general:

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T \quad [A.4.1]$$

Por otro lado, el balance de energía aplicado al efluente del reactor que entra por carcasa viene dado por el cambio en sus propiedades físicas que experimenta al ceder su calor al tolueno. Este calor es el calor latente:

$$\lambda_{H_2O}$$

La suma de las entalpías por un lado del tolueno y por otro el calor sensible de la corriente de productos, determinará respectivamente el calor absorbido por el fluido frío y el cedido por el fluido caliente, Q , ambos iguales.

$$Q = m_{TOL} \cdot (\Delta H_1 + \lambda_{TOL} + \Delta H_2) = m_{efl} \cdot \lambda_{eflu} \quad [A.4.2]$$

Dada la dificultad que entraña calcular las entalpías a 35 bar, se utiliza el simulador *Chemcad Versión 6* y recordando que el tolueno circula con un caudal molar de $m_{TOL} = 1630,5611 \text{ kmol/h}$, se tiene que el calor intercambiado es:

$$Q = 3,240 \times 10^7 \text{ J/s}$$

4.5. Diferencia media logarítmica de temperatura

La diferencia media de temperatura logarítmica se obtiene siguiendo el perfil real de temperaturas de los fluidos a lo largo del intercambiador y es una representación exacta de la diferencia de temperatura promedio entre los fluidos caliente y frío. Realmente refleja el decaimiento de la diferencia de temperatura local.

Para el cálculo de esta temperatura media logarítmica (ΔT_{ml}) se hace uso de la siguiente expresión, donde los subíndices C y F se refieren a las corrientes de fluido caliente y frío respectivamente, y “*ent*” y “*sal*” a la entrada y la salida respectivamente.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{C2} - T_{F1}) - (T_{C1} - T_{F2})}{\ln \left(\frac{(T_{C2} - T_{F1})}{(T_{C1} - T_{F2})} \right)} \quad [A.4.3]$$

Sustituyendo los valores de las temperaturas de los fluidos en esta última ecuación:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(800,844 - 295,797) - (975 - 580)}{\ln \left(\frac{800,844 - 295,797}{975 - 580} \right)} = 447,77 \text{ K}$$

Se representa a continuación el diagrama de temperaturas correspondiente al IC-01.

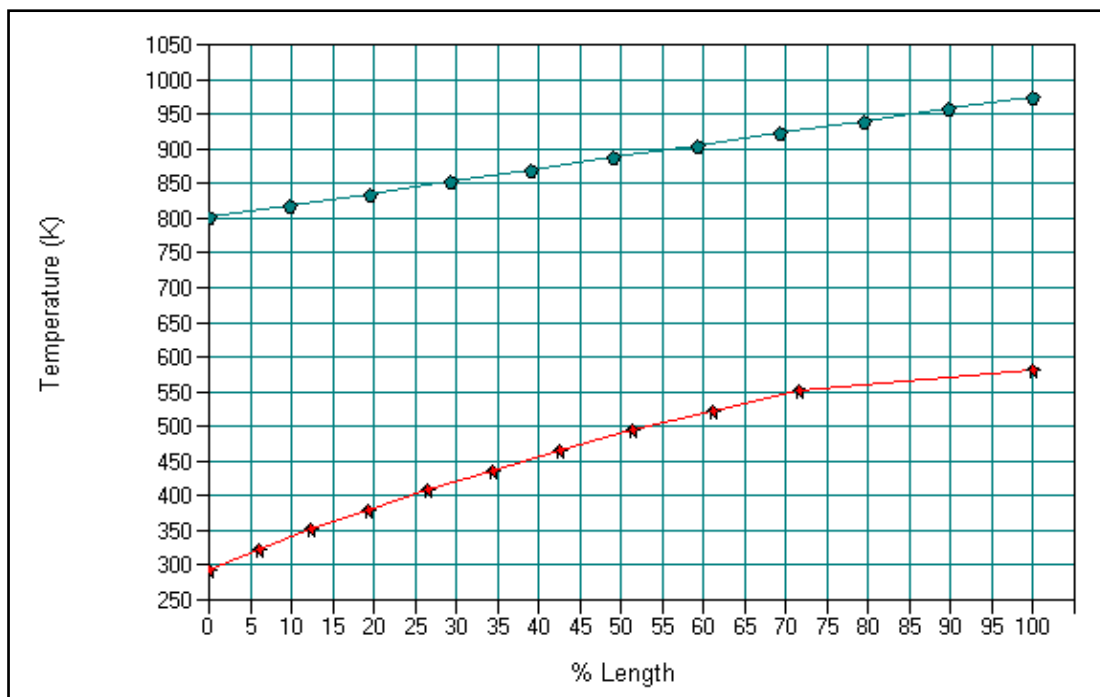


Fig. A.4.1. Diagrama térmico de las corrientes del intercambiador

4.6. Características del intercambiador de calor

Se tomarán las siguientes consideraciones para las dimensiones del intercambiador:

- Se elige un intercambiador de tipo TEMA modelo AES.
- El intercambiador de calor tiene una configuración de un paso por carcasa y uno por tubos.
- Tiene una disposición de *tresbolillo* y el pitch*¹⁾ es de 1,5625 pulgadas (*in*).
- El diámetro exterior de los tubos es de 1,25 *in* y el espesor es de 8 BWG (0,165 *in*), obteniendo así un diámetro interno de 0,23 *in*. La longitud de los tubos es de 12 *ft* y el número total de ellos es de 291.
- El diámetro de la carcasa es de 31 *in*.
- El material usado para los tubos es acero inoxidable AISI TP347L y el de la carcasa A240 AISI 316.

*1) Pitch: Es la distancia entre los centros de los tubos.

La elección de estas características viene dado por un inmenso cálculo que durante el desarrollo de este anexo se irá explicando. En el **apartado 4.9** del presente anexo se explicará el cálculo iterativo por el que se obtendrá las características de diseño del intercambiador.

4.7. Balance de energía del intercambiador

La velocidad de la transferencia de calor en un intercambiador se puede expresar también de manera análoga a la ley de Newton de enfriamiento como:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad [A.4.4]$$

Donde:

Q : Velocidad de transferencia de calor expresado en $J \cdot s^{-1}$

U : Coeficiente global de transferencia de calor en $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$

A : Área necesaria para la transferencia de calor en m^2

ΔT : Diferencia de temperatura media logarítmica entre los fluidos en K .

4.7.1. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U

En el intercambiador dos fluidos fluyen separados por una pared sólida. En primer lugar, el calor se transfiere de fluido caliente (efluente del reactor) hacia la pared por convección, después a través de la pared por conducción y, por último, de la pared hacia el fluido frío (tolueno) de nuevo por convección. Los efectos de la radiación suelen incluirse en los coeficientes de transferencia de calor por convección.

Esta red de resistencias térmicas contiene dos a la convección (externa e interna a los tubos) y una a la conducción. La resistencia térmica total queda:

$$R_{total} = R_i + R_{pared} + R_o = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{\ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad [A.4.5]$$

En este caso, los subíndices i y o se refieren a la superficie interior y exterior de los tubos, respectivamente, por su significado en inglés, *in* y *out*. Para el intercambiador, se tiene $A_i = \pi \cdot D_i \cdot L$ y $A_o = \pi \cdot D_o \cdot L$

También k es la conductividad térmica del material y L la longitud de los tubos. h_i y h_o son los coeficientes individuales de convección interior y exterior, respectivamente.

Resulta conveniente combinar todas las resistencias que se encuentran en la trayectoria del flujo de calor de fluido caliente hacia el frío en una sola resistencia R y expresar la velocidad de transferencia de calor entre los dos fluidos como:

$$Q = \frac{\Delta T_{ml}}{R} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} = U_i \cdot A_i \cdot \Delta T_{ml} = U_o \cdot A_o \cdot \Delta T_{ml} \quad [A.4.6]$$

Cancelando ΔT_{ml} , la ecuación anterior se convierte en:

$$\frac{1}{U \cdot A} = \frac{1}{U_i \cdot A_i} = \frac{1}{U_o \cdot A_o} = R = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + R_{pared} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad [A.4.7]$$

El rendimiento de intercambiador suele deteriorarse con el paso del tiempo como resultado de la acumulación de depósitos sobre las superficies de transferencia de calor. La capa de depósitos representa una resistencia adicional para la transferencia y provoca una disminución de la misma. El efecto neto de estas acumulaciones se representa por un factor de incrustación R_f el cual es una medida de la resistencia térmica introducida por la incrustación.

Este factor depende de la temperatura de operación, de la velocidad de los fluidos y de la duración del servicio. La incrustación se incrementa al aumentar la temperatura y disminuir la velocidad.

La relación del coeficiente global de transferencia de calor dada con anterioridad es necesaria modificarla para tomar en cuenta los efectos de la incrustación sobre la superficie interior y exterior del tubo. Para un intercambiador carcasa y tubo, se puede expresar como:

$$\frac{1}{U \cdot A} = R = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{R''_{f,i}}{A_i} + \frac{\ln(r_o/r_i)}{2\pi kL} + \frac{R''_{f,o}}{A_o} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad [A.4.8]$$

El coeficiente global de intercambio de calor no tiene significado a menos que se especifique el área sobre la cual se basa. Por ello, se expresará el coeficiente global de intercambio de calor referido al área exterior y en función del diámetro interior y exterior de los tubos.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{D_o}{h_i \cdot D_i} + \frac{D_o}{D_i} \cdot R''_{f,i} + \frac{D_o \cdot \ln(r_o/r_i)}{2 \cdot k_m} + R''_{f,o} + \frac{1}{h_o} \quad [A.4.9]$$

A continuación se hallará cada uno de los términos que se encuentran en esta última expresión para poder hallar el coeficiente global de transferencia.

4.7.1.1. Cálculo del coeficiente individual de película interna, h_i

El cálculo del coeficiente de película interna se puede calcular a partir de la expresión que define el número de *Nusselt*, que es un número adimensional que representa la mejora de transferencia de calor a través de una capa de fluido como resultado de la convección en relación con la conducción a través de la misma capa:

$$Nu_d = \frac{h_i \cdot D_i}{k} \quad [A.4.10]$$

A su vez, es necesario conocer otra correlación que depende del número de *Reynolds* (Re) y del Prandtl (Pr) y que es una ecuación empírica que se representa mediante una simple relación de la ley de las potencias de la forma:

$$Nu_d = 0,023 \cdot Re^{4/5} \cdot Pr^n \quad [A. 4.11]$$

Aunque viene representada en la bibliografía de muchas formas diferentes, se escoge esta porque se considera flujo turbulento. Con respecto a n en este caso se toma un valor de 0,3, ya que es el fluido frío el que circula por la carcasa, la temperatura superficial de los tubos estará a menor temperatura que el fluido caliente que circula por el interior de los tubos (en caso contrario sería $n = 0,4$).

Conocido esto, se comenzará por el cálculo del Reynolds para la corriente que circula por el interior de los tubos, el efluente, mediante la siguiente expresión:

$$Re = \frac{G \cdot D_i}{\mu} \quad [A. 4.12]$$

Donde μ es la viscosidad media en $Pa \cdot s$ y G es la velocidad másica en $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ y viene dado por la siguiente expresión:

$$G = \frac{4 \cdot m_{EFL} \cdot n_T}{\pi \cdot D_i^2 \cdot N_T} \quad [A. 4.13]$$

Siendo

m_{EFL} : Caudal másico que circula por los tubos (48,116 kg/s).

D_i : Diámetro interno de los tubos (0,0233 m).

N_T : Número de tubos (291).

n_T : Número de pasos por tubo (1).

μ : Viscosidad media del efluente ($2,381 \times 10^{-5} Pa \cdot s$).

Sustituyendo los datos, se obtiene los siguientes valores:

$$G = \frac{4 \cdot 48,116 \left(\frac{Kg}{s}\right) \cdot 1}{\pi \cdot 0,0233^2(m^2) \cdot 291} = 385,534 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

$$Re = \frac{385,534 \cdot 0,0233}{2,381 \times 10^5} = 3,783 \times 10^5$$

El número de Prandtl será calculado a partir de la siguiente ecuación:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad [A.4.14]$$

Como se aprecia, se calcula a partir de las propiedades.

$$Pr = \frac{3862,522 \cdot 2,381 \times 10^5}{0,214} = 0,430$$

Conocidos todos estos datos, se procede a calcular el número de *Nusselt* a partir de la **ecuación A.4.11**:

$$Nu_d = 0,023 \cdot (3,783 \times 10^5)^{4/5} \cdot 0,430^{0,3} = 517,719$$

Sustituyendo de la **ecuación A.4.10** el coeficiente de película interna y sustituyendo el valor de Nu_d :

$$h_i = \frac{k \cdot Nu_d}{D_i} = \frac{0,214 \left(\frac{W}{m \cdot K}\right) \cdot 517,719}{0,0233 \text{ m}} = 4738,96 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

4.7.1.2. Cálculo del coeficiente individual de película externa, h_o

El cálculo del coeficiente de película externa se calculará del mismo modo que el anterior, pero ahora las ecuaciones son diferentes ya que el

flujo no traspasa un tubo sino que fluye por la carcasa encontrándose con los tubos en su interior. Un método válido es el de *Kern*, que a continuación se aplica.

El número de Nusselt se corresponde ahora con la misma expresión pero referidas a las dimensiones exteriores.

$$Nu_d = \frac{h_o \cdot D_{io}}{k} \quad [A. 4.15]$$

Para el flujo que circula por el exterior de los tubos se puede utilizar la fórmula de *Churchill y Berstein* que cubre todo el rango de *Re* y se recomienda para $Re \cdot Pr > 0,2$:

$$Nu_d = 0,3 + \frac{0,62 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{1/3}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{2/3}\right]^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5} \quad [A. 4.16]$$

Calculando el *Re* y el *Pr*:

$$Re = \frac{G \cdot D_C}{\mu} \quad [A. 4.17]$$

Donde μ es la viscosidad media del tolueno en $Pa \cdot s$ y *G*, es la velocidad másica en $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ y D_C el diámetro de carcasa en *m*:

$$G = \frac{4 \cdot m_{TOL}}{\pi \cdot (D_C^2 - N_T \cdot D_o^2) \cdot X} \quad [A. 4.18]$$

Siendo

m_{TOL} : Caudal másico que circula por la carcasa (41,734 kg/s).

D_C : Diámetro de carcasa (0,787 m).

N_T : Número de tubos (291).

D_o : Diámetro externo de los tubos (0,03175 m).

X: Relación entre Pitch y diámetro exterior de los tubos (1,25)

Sustituyendo los datos, se obtiene los siguientes valores:

$$G = \frac{4 \cdot 41,734 \left(\frac{Kg}{s}\right)}{\pi \cdot (0,787^2 - 291 \cdot 0,03175^2)(m) \cdot 1,25} = 130,137 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

$$Re = \frac{130,137 \cdot 0,787}{0,0003} = 3,304 \times 10^5$$

El número de Prandtl se calculará con la misma expresión pero con los datos de las propiedades del tolueno.

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad [A.4.19]$$

$$Pr = \frac{2641,771 \cdot 0,0003}{0,089} = 9,191$$

Conocidos todos estos datos, se procede a calcular el número de Nusselt a partir de la **ecuación A.4.16**:

$$Nu_d = 0,3 + \frac{0,62 \cdot (3,304 \times 10^5)^{0,5} \cdot (9,191)^{1/3}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{9,191}\right)^{2/3}\right]^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{3,304 \times 10^5}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5}$$

$$Nu_d = 1314,858$$

Sustituyendo de la **ecuación A.4.15** el coeficiente de película interna y sustituyendo el valor de Nu_d :

$$h_o = \frac{k \cdot Nu_d}{D_o} = \frac{0,089 \left(\frac{W}{m \cdot K}\right) \cdot 1314,858}{0,03175 m} = 3691,958 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

4.7.1.3. Factores de incrustación interno $R''_{f,i}$ y externo $R''_{f,o}$

Para el caso de estudio los factores de incrustación (*Fouling Factor*) son $R''_{f,o} = 0,0002 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{W}^{-1}$ y $R''_{f,i} = 0,0002 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{W}^{-1}$ recomendados por el código TEMA en la sección 10.

4.7.1.4. Conductividad térmica del material

Para hallar la resistencia a la conducción, es necesario conocer la conductividad térmica del material.

Como antes se comentó el material de los tubos es acero inoxidable TP347L y su conductividad depende de la temperatura máxima a la que fluya la corriente, en este caso es de 975 K. Según los datos recogidos en la 3ª edición de Alan J. Chapman titulado “*Transmisión de calor*” se obtiene una conductividad térmica de $k_m = 24,4 \text{ W/m}\cdot\text{K}$.

Conocidos ya los valores de los coeficientes individuales de película, tanto interna como externa, los factores de incrustación, y la conductividad térmica del metal, se puede calcular el coeficiente global de transferencia de calor a partir de las resistencias dadas en la **ecuación A.4.9**.

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_o} &= \frac{0,03175 \text{ m}}{4738,96 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \cdot 0,023 \text{ m}} + \frac{0,03175 \text{ m}}{0,023 \text{ m}} \cdot 0,0002 \frac{\text{m}^2\text{K}}{\text{W}} \\ &+ \frac{0,03175 \text{ m} \cdot \ln\left(\frac{0,03175}{0,023}\right)}{2 \cdot 24,4 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}} + 0,0002 \frac{\text{m}^2\text{K}}{\text{W}} + \frac{1}{3691,958 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}} \\ \frac{1}{U_o} &= 0,0012 \frac{\text{m}^2\text{K}}{\text{W}} \end{aligned}$$

Tomando así el coeficiente global de transferencia de calor un valor de:

$$U_o = 813,845 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

4.8. Área de intercambio necesaria

Cuando se realizó el balance de energía se introdujo la ecuación de la velocidad de transferencia de calor; y es a partir de ella como se calculará el área necesaria para poder transferir ese calor de un fluido a otro.

De la *ecuación A.4.4* se obtiene ahora:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad [A. 4.20]$$

Calculados todos los datos y sustituyendo:

$$A = \frac{3,24 \times 10^7 \text{ (J/s)}}{813,845 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \cdot 447,772 \text{ (K)}} = 88,917 \text{ m}^2$$

4.9. Cálculo iterativo para conocer las dimensiones del intercambiador

Para hallar las dimensiones del equipo es necesario recurrir a un cálculo iterativo, donde se supondrán una serie de dimensiones y otras serán calculadas a partir de ellas. Obtenidos todos habrá que comprobarlos hasta que converjan los datos supuestos con los calculados. A continuación se exponen los pasos que se realiza para conseguir las dimensiones tomadas en el diseño del cambiador de calor.

1. En primer lugar, se supone un diámetro de carcasa además del diámetro exterior del tubo y el pitch, junto a la disposición que tomarán los tubos (en este caso, tresbolillo). Estas dimensiones vienen normalizadas.
2. A partir de la *tabla A.11.2* del *Anexo 11* se determina el número de tubos de los que dispondrá el intercambiador.
3. Con los correspondientes cálculos se hallará el espesor de los tubos y con él el diámetro interno de los mismos.

4. Se determinan los coeficientes de película interna y externa y con ellos el coeficiente global de transferencia de materia.
5. Hallar el área necesaria para la transferencia de calor.
6. De entre las posibles longitudes de tubos comerciales se determina el área de un solo tubo. Las longitudes normalizadas de los tubos suelen ser 8 ft, 10 ft, 12 ft, 14 ft, 16 ft, 18 ft y 20 ft.
7. Con la relación entre el área de intercambio y el de un solo tubo se obtendrá como resultado un número de tubos.
8. Si el número de tubos que se obtiene en el paso número 7 es mayor que el número de tubos que de antemano se suponen, se cambiará la longitud de los tubos y se comprobará que no sobrepasa al número supuesto. Si tampoco se da este caso, se volverá al paso número 1 para cambiar el diámetro de carcasa y así el número de tubos. (Siempre y cuando las diferencias no sean abismales, porque, en ese caso, el diámetro de tubos y el pitch tendrán que cambiarse o incluso también la disposición de los tubos).
9. Si el número de tubos calculado es menor que el número de tubos que se supone, esto querrá decir que, con el número de tubos supuestos, el intercambio de calor se dará. Por lo que la suposición será buena.

Es así como se hallaron las dimensiones del equipo a estudio expuestas en el *apartado A.4.6*.

4.10. Números de tubos del intercambiador

Elegidas las dimensiones y conociendo el área de intercambio, es muy sencillo hallar el número de tubos.

Determinada la longitud de los tubos de 3,658 m (12 ft) se calcula el área de un solo tubo:

$$A_{1\ tubo} = \pi \cdot D_o \cdot L \quad [A. 4.21]$$

$$A_{1\ tubo} = \pi \cdot 0,03175 \cdot 3,658 = 0,365\ m^2$$

Si se divide el área de transferencia necesaria por el área de un tubo se obtendrá el número de tubos:

$$N_T = \frac{A_S}{A_{1\ tubo}} \quad [A. 4.22]$$

$$N_T = \frac{88,917\ m^2}{0,365\ m^2} = 243,695\ tubos$$

El número de tubos necesarios será de 244 tubos.

Si se consulta la **tabla A.11.2** del **anexo 11** se aprecia que para el diámetro elegido de carcasa de 31 in, un paso por tubos, disposición tresbolillo, diámetro exterior de 1,25 in y pitch de 19/16 in, el número de tubos es de 291. Este número de tubos es mayor al calculado. Si se comprueba con una longitud inferior el número de tubos que tendría el intercambiador como mínimo sería de 293 y no valdría la estimación. Así que se dan como buenas las dimensiones escogidas.

4.11. Deflectores o baffles

Casi siempre se colocan en la carcasa, deflectores de flujo o baffles que orientan el movimiento del fluido en la dirección perpendicular al eje de los tubos. Esto se hace para mejorar la transferencia de calor entre los dos fluidos pues se colocan unos tabiques perpendiculares a la trayectoria del haz de tubos, obligando al fluido a efectuar el recorrido que marcan los deflectores con un paso cruzado hasta alcanzar la boca de salida.

El más común es el deflector segmentado, que son placas circulares del casi el mismo diámetro que la carcasa, a las cuales se les efectúa un

corte horizontal o vertical. Estas placas van montadas dentro de la carcasa de tal modo que en placas consecutivas los cortes se encuentran girados 180°. Obviamente, estas placas deben estar perforadas para permitir que los tubos las atraviesen.

A continuación se calculará el espaciamiento entre ellos, el número total y su espesor.

4.11.1. Espaciamiento entre deflectores

Para conocer la distancia que hay entre deflectores se debe calcular la media entre la separación máxima permisible y la mínima.

La separación mínima permisible puede ser o un valor de 2 pulgadas o una quinta parte del diámetro de carcasa. El valor más alto de estos se tomará como el espaciamiento mínimo que se debe tener.

Denotando como $P_{ef,min}$ a la separación mínima y sabiendo que el diámetro de la carcasa (D_c) es de 0,787 m, su quinta parte será:

$$P_{ef,min} = \frac{1}{5} D_c = \frac{1}{5} \cdot 0,787 = 0,158 \text{ m (6,2 in)} \quad [A. 4.23]$$

Como se ve, la separación mínima es mayor por este método y por lo tanto, este será su separación mínima.

Por otro lado, la separación máxima depende del material y del diámetro externo de los tubos. Si se atiende a la **tabla A.11.3** de **Anexo 11** y sabiendo que el material es de acero inoxidable y el diámetro externo es de 1,25 pulgadas, se puede decir que el espaciamiento máximo entre deflectores es de:

$$P_{ef,máx} = 2,235 \text{ m (88 in)}$$

Haciendo una media entre la distancia mínima y máxima se tiene que el espaciamiento definitivo entre los deflectores P_{ef} es de:

$$P_{ef} = \frac{0,158 \text{ m} + 2,235 \text{ m}}{2} = 1,196 \text{ m} (47,1 \text{ in})$$

4.11.2. Numero de deflectores

El número de deflectores se calcula como el cociente entre la longitud de los tubos y el espaciamiento entre deflectores.

$$N_c = \frac{L}{P_{ef}} \quad [A. 4.24]$$

Siendo N_c el número de deflectores; la longitud de los tubos es ya conocida y tiene un valor de $3,658 \text{ m}$ y el espaciamiento fue calculado anteriormente:

$$N_c = \frac{3,658 \text{ m}}{1,196 \text{ m}} = 3,057 \text{ deflectores}$$

Se usará por tanto un total de:

$$N_c = 4 \text{ deflectores}$$

Y la separación, por tanto, de entre cada uno de ellos será finalmente de $0,914 \text{ m}$.

4.11.3. Espesor de los deflectores

Como establecen las normas TEMA el espesor es función del diámetro nominal de la carcasa ($0,787 \text{ m}$ o 31 in) y de la separación entre los deflectores ($1,196 \text{ m}$ o $47,1 \text{ in}$)

Como se comprueba en la **tabla A.11.4**, se tiene un espesor comercial de $3/8$ in, es decir, $9,5$ mm.

4.12. Diseño mecánico

En este apartado se calcularán los espesores tanto de los tubos como el de la carcasa.

4.12.1. Espesor de los tubos

Los cálculos seguidos para conseguir hallar el espesor de los tubos del intercambiador han sido realizados según el Código ASME B31.3.

Conforme al mismo, el espesor de los tubos, que se consideran conducciones cilíndricas de pequeño diámetro sometidos a presión, será calculado con la siguiente ecuación:

$$t = \left(\frac{D_o \cdot P_D}{2 \cdot (S \cdot E + Y \cdot P_D)} + C \right) \left(\frac{1}{1 - \frac{M}{100}} \right) \quad [A. 4.25]$$

Donde:

D_o : Diámetro exterior de los tubos

P_D : Presión de diseño

S : Tensión máxima permisible

E : Eficiencia de la soldadura

Y : Coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura de diseño

C : Margen por corrosión

M : Tolerancia de fabricación

En adelante se calcularan cada uno de estos términos que intervienen en la **ecuación A.4.25**.

- **Diámetro exterior de los tubos, D_o**

Como ya se ha comentado en numerosas ocasiones el diámetro exterior de los tubos es de 1,25 pulgadas (De aquí en adelante será necesario utilizar los términos en unidades anglosajonas).

- **Presión de diseño, P_D**

La presión de diseño es un 10% mayor a la presión de operación. En este caso, la presión de operación es de 34,5 *bar*.

$$P_D = 1,1 \cdot P_{operación} \quad [A. 4.26]$$

$$P_D = 1,1 \cdot 34,5 = 37,95 \text{ bar (550,41 psi)*2)}$$

- **Eficiencia de la soldadura, E**

La eficiencia de la soldadura mide la disminución de la eficiencia del material debido a que las uniones soldadas no son tan resistentes como el resto del material. Se recurre a la *tabla A.11.5* del *Anexo 11* para concluir que la eficiencia para tubos sin costura que tengan una junta a tope u otro método mediante el que se obtenga la misma calidad de soldadura del material depositado por el interior y el exterior de los tubos toma un valor de 1.

- **Tensión máxima permisible, S**

Para determinar la tensión máxima que puede permitir el material de los tubos se recurre a la *tabla A.11.6* de anexo de tablas donde la tensión máxima admisible para el acero TP347L es de 4900 *psi* para temperaturas

*2) *psi*, *pounds per square inch* (libras por pulgada). Unidad de presión en el sistema anglosajón de unidades. 1 *psi*=14,5038 *bar*.

que rondan los 1300 °F pues se escoge una temperatura inmediatamente superior a la temperatura máxima del fluido.

- **Factor Y**

Y es un coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura de diseño. Este se obtiene a partir de la siguiente **tabla A.11.7**. Para una temperatura mayor a los 621 °C como es el caso y para un material austenítico como es el acero inoxidable, se tiene un *factor Y* de 0,7.

- **Margen por corrosión, C**

Según el Código ASME VIII-Div.1, para diseñar unidades de proceso que puedan ser sometidas a corrosión, erosión o abrasión mecánica, es necesario definir un margen de corrosión, capaz de predecir el desgaste del espesor, asegurando que la vida útil del equipo sea la prevista.

Se considera un desgaste por corrosión de 5 *milésimas de pulgada* por año siendo este satisfactorio para recipientes y tuberías.

La vida media esperada para un recipiente, es más bien de una cuestión económica. Para los intercambiadores de calor se considera un valor moderado para la vida de operación, principalmente por razones de seguridad, así que se tomará una vida de 15 años.

El margen de corrosión se tomará como el valor del desgaste producido durante ésta, por lo tanto $C=0,005 \text{ in/año}$.

Calculado así el valor de C:

$$C = 15 \text{ años} \cdot 0,005 \frac{\text{in}}{\text{año}} = 0,075 \text{ in} = 0,1905 \text{ cm} \quad [A. 4.27]$$

▪ Tolerancia de fabricación, M

Las tuberías sin costura tienen una tolerancia considerable en el espesor. En este caso la tolerancia en el espesor de pared es de 12,5%.

Sustituyendo todos los datos obtenidos se puede hallar el espesor del tubo:

$$t = \left(\frac{0,75 \text{ in} \cdot 550,42 \text{ psi}}{2 \cdot (550,42 \text{ psi} \cdot 1 + 0,7 \cdot 4900 \text{ psi})} + 0,075 \text{ in} \right) \left(\frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}} \right)$$

$$t = 0,160 \text{ in (4,07 mm)}$$

Como es siempre necesario se recurre a las tablas para encontrar el espesor normalizado correspondiente al diámetro externo del tubo. Por ello, yendo a la *tabla A.11.8.* del *anexo 11*, se aprecia como el valor inmediatamente superior al calculado es de 0,165 in (8 BWG):

$$t_{\text{tubos}} = 0,165 \text{ in (8 BWG)}$$

4.12.2. Espesor de la carcasa

En primer lugar, es imprescindible antes de abordar el cálculo del espesor de carcasa, conocer el espesor mínimo que por normativa y por el material del que está formado debe de tener.

Según el código ASME, sección VIII-div.1 el espesor mínimo es:

$$t_{\text{min}}(\text{mm}) = 2,5 + C = 2,5 + 1,905 \text{ mm} = 4,405 \text{ mm} = 0,173 \text{ in}$$

Por otro lado, según el material que se utiliza, acero inoxidable, este debe ser como mínimo:

$$t_{min}(mm) = 6,4 \text{ mm} = 0,251 \text{ in}$$

De entre ambos se escoge el mayor, siendo finalmente el espesor mínimo de carcasa de 6,4 mm.

Para calcular entonces el espesor de la carcasa se sigue el método expuesto en el código ASME-VII-1.

Se deben considerar los esfuerzos provocados por la presión interna ya que los esfuerzos que pueden afectar al equipo (*Tabla A.4.1*), son prácticamente insignificantes en condiciones normales con respecto a la presión interna a la que se somete el mismo.

Tabla. A.4.1. Tensiones a las que está sometido el equipo

Carga	Tensiones circunferenciales		Tensiones longitudinales	
	Tracción	Compresión	Tracción	Compresión
Presión interior	X		X	
Presión exterior				
Peso				X
Viento			X	X
Seísmo			X	X

Teniendo en cuenta que esas tensiones internas son longitudinales y circunferenciales, debe hallarse el espesor que podría soportar cada una por separadas. El mayor valor obtenido será el espesor más adecuado para el diseño.

Las relaciones que permitirán calcular el espesor se dan a continuación:

Tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{P_D \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_D} \quad [A. 4.28]$$

Tensión longitudinal:

$$t_{long} = \frac{P_D \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P_D} \quad [A. 4.29]$$

Donde:

P_D : Presión de diseño interna.

R : Radio interior de la envolvente

S : Máxima tensión admisible

E : Eficiencia de junta

De la misma manera que se hizo al calcular el espesor de los tubos, se determinará cada término ahora bajo estas líneas:

- **Presión de diseño interna, P_D**

En esta ocasión se escogerá la presión de diseño mayor entre dos valores. Por norma o es como mínimo 30 *psi* o un 10% mayor a la presión de operación.

El tolueno que circula por la carcasa lo hace a una P_{op} de 35 *bar*, es decir 507,633 *psi*. Si la presión de diseño es un 10% mayor se tiene que:

$$P_D = 558,39 \text{ psi}$$

- **Radio interior de la envolvente, R**

El radio de la envolvente no es más que el radio de la carcasa. Conocido su diámetro $D_C = 0,787 \text{ m}$ (31 *in*), su radio será:

$$R = 0,394 \text{ m} = 15,5 \text{ in}$$

- **Temperatura de diseño, T_D**

La temperatura de diseño se calcula para poder considerar esta al calcular la máxima tensión permisible.

La temperatura de diseño es 20 °C superior a la máxima temperatura que consigue el fluido en la carcasa; esta es 580 K (307 °C).

$$T_D = 307 \text{ °C} + 20\text{°C} = 327\text{°C} = 620,6 \text{ °F}$$

- **Eficiencia de junta, E**

Volviendo a la *tabla A.11.5* del *Anexo 11* para una junta a tope con doble cordón u otro método mediante el que se obtenga la misma calidad de soldadura del material depositado y siendo examinadas las juntas por zonas pero radiografiadas por zonas de eficiencia de soldadura, la eficiencia de soldadura toma un valor de 0,85.

- **Máxima tensión admisible, S**

Para determinar la tensión máxima que puede permitir el material de la carcasa se recurre a la *tabla A.11.6* para temperaturas inferiores a 650 °F donde la tensión máxima admisible para acero A240 AISI 316 en placas es de 13200 *psi*.

Sustituyendo todos los datos en la *ecuación A.4.28* y *A.4.29* se tiene:

La tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{558,39 \text{ psi} \cdot 15,5 \text{ in}}{13200 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 558,39 \text{ psi}} = 0,795 \text{ in}$$

La tensión longitudinal:

$$t_{long} = \frac{558,39 \text{ psi} \cdot 15,5 \text{ in}}{2 \cdot 13200 \text{ psi} \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 558,39 \text{ psi}} = 0,381 \text{ in}$$

El mayor valor de los dos es el de la tensión circunferencial, por tanto y de momento, este será el valor del espesor exento de corrosión.

Añadiendo el sobreespesor por corrosión se tiene:

$$t = 0,795 \text{ in} + C = 0,795 \text{ in} + 0,075 \text{ in} = 0,87 \text{ in}$$

Pero como se observa este espesor es el mayor de todos los anteriormente calculados y este espesor de la carcasa será el que es el que soportará las tensiones internas.

$$t = 22,1 \text{ mm} = 0,87 \text{ in}$$

Y nuevamente se acude a las tablas, concretamente a la **tabla A.11.9**, para buscar el espesor comercial, que es el inmediatamente superior a este último:

$$t_{carcasa} = 23,8 \text{ mm} = 0,937 \text{ in}$$

4.13. Pérdidas de carga

Las pérdidas de carga dependen de las propiedades del fluido, como la densidad y la viscosidad; de la velocidad a la que este pasa y de las dimensiones del equipo. En este apartado se evaluarán tanto las pérdidas de carga en los tubos como en la carcasa.

4.13.1. Pérdida de carga en los tubos

Para hallar la pérdida de carga en los tubos se utiliza la ecuación de Fanning:

$$\Delta P_{tubos} = \frac{f \cdot G^2 \cdot L}{D_i \cdot \rho} \quad [A. 4.30]$$

Siendo:

f : Factor de fricción

G : Velocidad másica del fluido que circula por los tubos

L : Longitud de los tubos

D_i : Diámetro interno de los tubos

ρ : Densidad media del fluido que circula por los tubos

El único término que falta por conocer es el factor de fricción, que se halla a raíz del diagrama de *Moody*.

El resto se calculó a lo largo del presente anexo, así que se expondrá una tabla con los valores de los mismos.

Tabla A.4.2. Propiedades del efluente y características de los tubos

Densidad media	7,985 kg/m ³
G	385,534 kg/m ² ·s
D _i	0,03175 m
Longitud tubos, L	3,658 m

4.13.1. 1. Cálculo del factor de fricción

El factor de fricción f , se determina a partir del diagrama de *Moody* expuesto en la *figura A.11.2* del *Anexo 11*. Para hallarlo es necesario conocer el número de Reynolds y la rugosidad relativa de los tubos.

El número de Reynolds fue calculado en el *apartado 4.7.1.1* del presente anexo y tiene un valor de:

$$Re = 3,784 \times 10^5$$

La rugosidad absoluta (ε) para aceros inoxidables comerciales es de:

$$\varepsilon = 0,002 \text{ mm}$$

Por tanto, la rugosidad relativa será de:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,00008$$

Recurriendo al diagrama de *Moddy*, vemos que con estas condiciones, el factor de fricción obtiene un valor de:

$$f = 0,0155$$

Volviendo a la *ecuación A.4.30* se podrá calcular la pérdida de carga en los tubos.

$$\Delta P_{tubos} = \frac{0,0155 \cdot 385,534^2 \left(\frac{kg}{m^2 \cdot s} \right)^2 \cdot 3,658(m)}{0,024 (m) \cdot 7,985 \left(\frac{kg}{m^3} \right)} = 45167,55 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{tubos} = 0,45 \text{ bar}$$

4.13.2. Pérdida de carga en la carcasa

El cálculo de la pérdida de carga en la carcasa es conseguido aplicando el método CERN:

$$\Delta P_{carcasa} = \frac{f \cdot G_c^2 (N_C + 1) \cdot D_C}{D_{eq} \cdot \rho} \quad [A. 4.31]$$

Siendo:

f : Factor de fricción

G_c : Velocidad másica del fluido que circula por la carcasa

N_c : Número de deflectores

D_c : Diámetro de la carcasa

ρ : Densidad media del fluido que circula por los tubos

D_{eq} : Diámetro equivalente

4.13.2. 1. Cálculo del factor de fricción

Como se vio al calcular el factor de fricción en los tubos, este es calculado gráficamente a partir del diagrama de *Moody*, donde es necesario conocer de antemano el número de Reynolds y la rugosidad relativa.

El número de Reynolds fue calculado en el *apartado 4.7.1.2* del presente anexo.

$$Re = 3,304 \times 10^5$$

La rugosidad absoluta (ε) para aceros inoxidable comerciales es de:

$$\varepsilon = 0,002 \text{ mm}$$

Por tanto, la rugosidad relativa tomará un valor de:

$$\frac{\varepsilon}{D_c} = 0,000002$$

Ahora se está en condiciones de dirigirnos al gráfico de *Moody* (*Figura A.11.2* del *Anexo 11*) y junto con una rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,014$$

4.13.2. 2. Cálculo del diámetro equivalente

El vapor fluye por la carcasa que es un conducto con sección diferente a la circular, a su diámetro se le denomina diámetro equivalente.

Este es cuatro veces el radio hidráulico. Y por radio hidráulico se conoce a la relación de la sección disponible para el paso del fluido y el perímetro mojado de la conducción. A pesar de los deflectores, el diámetro equivalente se considera como si el fluido fuese paralelo a los tubos.

$$D_{eq} = 4 \cdot \frac{\text{Sección de paso}}{\text{Perímetro mojado}}$$

Luego, el diámetro equivalente para una disposición tresbolillo es:

$$D_{eq} = 4 \cdot \left(\frac{(\sqrt{3/4} \cdot Pitch^2) - \left(\frac{1}{2}\pi \cdot \frac{D_0^2}{4}\right)}{\pi \cdot \frac{D_0}{2}} \right) \quad [A. 4.32]$$

Sabiendo que el pitch es de 1,5625 *pulgadas* y el diámetro externo de los tubos es de 1,25 *pulgadas*, se tiene:

$$D_{eq} = 4 \cdot \left(\frac{(\sqrt{3/4} \cdot 1,5625^2) - \left(\frac{1}{2}\pi \cdot \frac{1,25^2}{4}\right)}{\pi \cdot \frac{1,25}{2}} \right) = 4,49 \text{ in } (0,114 \text{ m})$$

Hallados el factor de fricción y el diámetro equivalente, se expondrá el resto de términos para calcular la pérdida de carga en la carcasa que han sido calculados en este anexo.

Tabla A.4.3. Propiedades del efluente y características de la carcasa

Densidad media	541,289 kg/m ³
G _c	130,137 kg/m ² ·s
D _c	0,787 m
Nº deflectores, N _c	3

Sustituyendo todos estos datos en la **expresión A.4.31**:

$$\Delta P_{carcasa} = \frac{0,014 \cdot 130,137^2 \left(\frac{kg}{m^2 \cdot s}\right)^2 (3 + 1) \cdot 0,787(m)}{0,114 (m) \cdot 541,289 \left(\frac{kg}{m^3}\right)} = 13,053 Pa$$

$$\Delta P_{carcasa} = 1,305 \times 10^{-4} bar$$

4.13.3. Pérdida de carga total

La pérdida de carga total será la suma de la pérdida de carga que se produce en los tubos más la propia en la carcasa.

$$\Delta P_{total} = \Delta P_{tubos} + \Delta P_{carcasa} \quad [A. 4.33]$$

$$\Delta P_{total} = 0,452 + 1,305 \times 10^{-4} = 0,452 bar$$

4.14. Aislamiento

Para el aislamiento del intercambiador se usará lana de roca, ya que cubre las necesidades técnicas del equipo y se trata de un material que de forma más económica cubre los requerimientos del proceso y del recipiente. Entre la carcasa y la lana de roca habrá una chapa de aluminio.

El espesor de la lana de roca es función de la temperatura máxima de operación, que es de 307 °C (580 K). Esta dependencia viene reflejada en la *tabla A.11.11* del *Anexo 11*.

Según esta, se obtiene un espesor de lana de roca de 80 mm.

ANEXO 5. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR IC-02

5.1. Introducción

De manera análoga al *Anexo 4* se seguirá el diseño de este intercambiador. El intercambiador IC-02 es el equipo que se encarga de subir la temperatura al hidrógeno procedente de la planta de hidrógeno de la refinería y cuya presión ha sido ya reducida a 35 *bar*. El equipo es un intercambiador de carcasa y tubos tipo TEMA modelo AES del que seguidamente se obtendrá su diseño. A su salida se obtendrá hidrógeno a 580 *K* (307 °C) para a continuación poder llevarlo al horno de procesos y seguir allí aumentando su temperatura.

5.2. Asignación de los flujos

Como se justifica en el *capítulo 6 de la Memoria Descriptiva* al tratarse de un intercambiador de carcasa y tubos, proporciona un gran área de intercambio de calor.

El fluido que irá por el interior de los tubos será el efluente gaseoso de productos de los reactores que han pasado anteriormente por el IC-01. Es esta corriente la seleccionada para aumentar la temperatura al hidrógeno, ya que es la única con elevada temperatura que es capaz de subir los grados que se requieren. Entra en los tubos con un caudal de 10191,007 *kmol/h* y conseguirá bajar su temperatura hasta 690,583 *K*.

La corriente que pasa por carcasa es el hidrógeno, que entra a 310,97 *K* y alcanzará una temperatura de 580 *K*.

5.3. Propiedades de los fluidos de entrada

El fluido que circula por los tubos tiene las siguientes características:

- Temperatura de entrada: 800,844 K
- Temperatura de salida: 690,583 K
- Temperatura media: 745,714 K
- Densidad media, $\rho_m = 9,491 \text{ kg/m}^3$
- Viscosidad media, $\mu_m = 2,056 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
- Capacidad calorífica media, $C_{p_m} = 3620,328 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$
- Conductividad media, $k_m = 0,184 \text{ W/m}\cdot\text{K}$
- Presión de operación en tubos: 34,5 bar

Por otro lado, el fluido que eleva su temperatura en la carcasa, la mezcla de 95% hidrógeno y 5% metano, tiene las siguientes propiedades:

- Temperatura de entrada: 310,97 K
- Temperatura de salida: 580 K
- Temperatura media: 445,485 K
- Densidad media, $\rho_m = 2,766 \text{ kg/m}^3$
- Viscosidad media, $\mu_m = 1,102 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
- Capacidad calorífica media, $C_{p_m} = 11025,607 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$
- Conductividad media, $k_m = 0,218 \text{ W/m}\cdot\text{K}$
- Presión de operación en carcasa: 35 bar

5.4. Calor intercambiado

Para proceder al diseño del intercambiador es necesario conocer el calor que se intercambian las corrientes. Cuando sea hallado, se podrá obtener el área necesaria para dicho intercambio y así las dimensiones del equipo que harán posible el objetivo del diseño.

La ecuación de la energía se aplica a un volumen de control que encierra la totalidad del intercambiador. La ecuación se reduce a un balance de energía puesto que no se realiza trabajo externo, no se transfiere calor

pues el intercambiador está bien aislado, y los cambios en la energía cinética y potencial suelen ser insignificantes.

El balance que se realiza al sistema conlleva el cálculo de la entalpía que refleja el calor sensible al haber cambio de temperatura.

Este calor viene dado por la siguiente ecuación general:

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T \quad [A.5.1]$$

El cálculo tanto del calor sensible de hidrógeno como del efluente gaseoso del reactor, determinará el calor absorbido por el fluido frío y el cedido por el fluido caliente, Q , ambos iguales.

$$Q = m_{HID/MET} \cdot \Delta H_{HID/MET} = m_{efl} \cdot \Delta H_{efl} \quad [A.5.2]$$

Dada la dificultad que entraña calcular las entalpías a 35 *bar*, se utiliza el simulador *Chemcad Versión 6* y recordando que el hidrógeno circula con un caudal molar de $m_{HID/MET} = 8152,805 \text{ kmol/h}$, se tiene que el calor intercambiado es:

$$Q = 1,893 \times 10^7 \text{ J/s}$$

5.5. Diferencia media logarítmica de temperatura

Como ya se ha dicho en anteriores anexos, la diferencia media de temperatura logarítmica se obtiene siguiendo el perfil real de temperaturas de los fluidos a lo largo del intercambiador y es una representación exacta de la diferencia de temperatura promedio entre los fluidos caliente y frío. Realmente refleja el decaimiento de la diferencia de temperatura local.

Para el cálculo de esta temperatura media logarítmica (ΔT_{ml}) se hace uso de la siguiente expresión, donde los subíndices C y F se refieren a las corrientes de fluido caliente y frío respectivamente, y “1” y “2” a la entrada y la salida respectivamente.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{C2} - T_{F1}) - (T_{C1} - T_{F2})}{\ln \left(\frac{(T_{C2} - T_{F1})}{(T_{C1} - T_{F2})} \right)} \quad [A.5.3]$$

Sustituyendo los valores de las temperaturas de los fluidos en esta última ecuación:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(690,583 - 310,97) - (800,844 - 580)}{\ln \left(\frac{690,583 - 310,97}{800,844 - 580} \right)} = 293,097 \text{ K}$$

Se representa a continuación el diagrama de temperaturas correspondiente al IC-01.

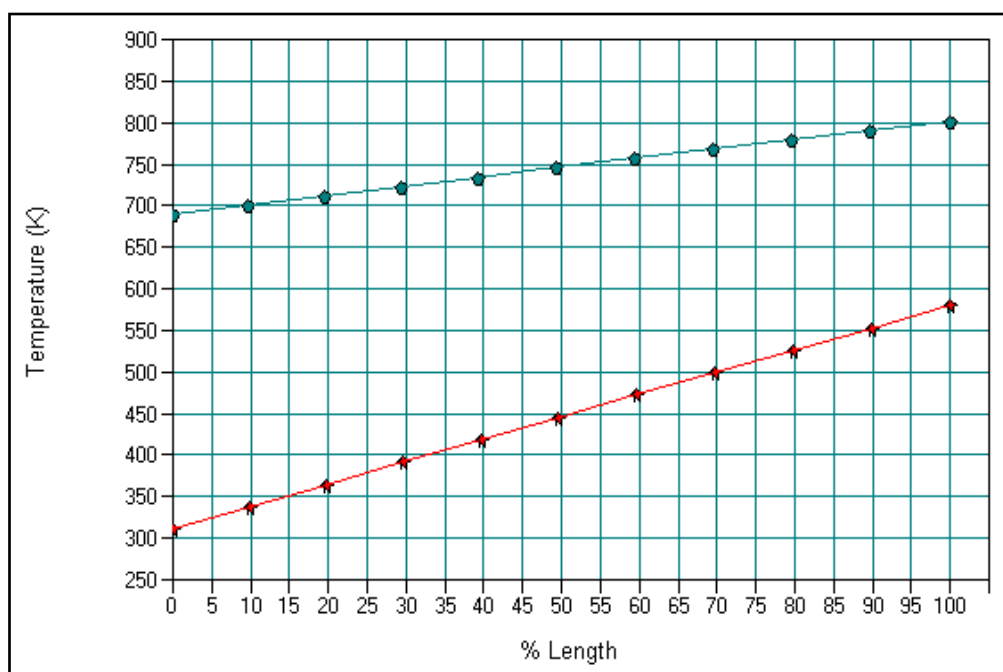


Fig. A.5.1. Diagrama térmico de las corrientes del intercambiador

5.6. Características del intercambiador de calor

Se tomarán las siguientes consideraciones para las dimensiones del intercambiador:

- Se elige un intercambiador de tipo TEMA modelo AES.
- El intercambiador de calor tiene una configuración de un paso por carcasa y uno por tubos.
- Tiene una disposición de *tresbolillo* y el pitch*¹⁾ es de 1,5625 pulgadas (*in*).
- El diámetro exterior de los tubos es de 1,25 *in* y el espesor es de 10 BWG (0,134 *in*), obteniendo así un diámetro interno de 0,982 *in*. La longitud de los tubos es de 10 *ft* y el número total de ellos es de 183.
- El diámetro de la carcasa es de 25 *in*.
- El material usado es acero inoxidable; para los tubos es el AISI TP316L y para la carcasa es el A240 AISI316.

La elección de estas características viene dado por un inmenso cálculo que durante el desarrollo de este anexo se irá explicando. En el **apartado 5.9** del presente anexo se explicará el cálculo iterativo por el que se obtendrá las características de diseño del intercambiador.

5.7. Balance de energía del intercambiador

El balance de energía aplicado a este intercambiador es el mismo que el resuelto para el intercambiador IC-01. Por ese motivo, de manera resumida se expondrá a continuación:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad [A.5.4]$$

Donde:

*1) Pitch: Es la distancia entre los centros de los tubos.

Q : Velocidad de transferencia de calor expresado en $J \cdot s^{-1}$

U : Coeficiente global de transferencia de calor en $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$

A : Área necesaria para la transferencia de calor en m^2

ΔT : Diferencia de temperatura media logarítmica entre los fluidos en K .

5.7.1. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U

En el intercambiador el calor se transfiere de fluido caliente (efluente del reactor) hacia la pared por convección, después a través de la pared por conducción y, por último, de la pared hacia el fluido frío (hidrógeno + metano) de nuevo por convección.

La resistencia térmica total queda:

$$R_{total} = R_i + R_{pared} + R_o = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{\ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{2\pi k L} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad [A.5.5]$$

En este caso, los subíndices i y o se refieren a la superficie interior y exterior de los tubos, respectivamente, por su significado en inglés, *in* y *out*. Para el intercambiador, se tiene $A_i = \pi \cdot D_i \cdot L$ y $A_o = \pi \cdot D_o \cdot L$

k es la conductividad térmica del material y L la longitud de los tubos. h_i y h_o son los coeficientes individuales de convección interior y exterior, respectivamente.

La velocidad de transferencia de calor entre los dos fluidos se expresa como:

$$Q = \frac{\Delta T_{ml}}{R} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} = U_i \cdot A_i \cdot \Delta T_{ml} = U_o \cdot A_o \cdot \Delta T_{ml} \quad [A.5.6]$$

Cancelando ΔT_{ml} , la ecuación se convierte en:

$$\frac{1}{U \cdot A} = \frac{1}{U_i \cdot A_i} = \frac{1}{U_o \cdot A_o} = R = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + R_{pared} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad [A.5.7]$$

Tomando en cuenta los efectos de la incrustación sobre la superficie interior y exterior del tubo:

$$\frac{1}{U \cdot A} = R = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{R''_{f,i}}{A_i} + \frac{\ln(r_o/r_i)}{2\pi kL} + \frac{R''_{f,o}}{A_o} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad [A.5.8]$$

El coeficiente global de intercambio de calor referido al área exterior y en función del diámetro interior y exterior de los tubos es:

$$\frac{1}{U_o} = \frac{D_o}{h_i \cdot D_i} + \frac{D_o}{D_i} \cdot R''_{f,i} + \frac{D_o \cdot \ln(r_o/r_i)}{2 \cdot k_m} + R''_{f,o} + \frac{1}{h_o} \quad [A.5.9]$$

A continuación se hallará cada uno de los términos que se encuentran en esta última expresión para poder hallar el coeficiente global de transferencia.

5.7.1.1. Cálculo del coeficiente individual de película interna, h_i

El cálculo del coeficiente de película interna se puede calcular a partir de la expresión que define el número de Nusselt:

$$Nu_d = \frac{h_i \cdot D_i}{k} \quad [A.5.10]$$

A su vez, es necesario conocer otra correlación que depende del número de Reynolds (Re) y del Prandtl (Pr) y que es una ecuación empírica que se representa mediante una simple relación de la ley de las potencias de la forma:

$$Nu_d = 0,023 \cdot Re^{4/5} \cdot Pr^n \quad [A.5.11]$$

Aunque viene representada en la bibliografía de muchas formas diferentes, se escoge esta porque se considera flujo turbulento. Con respecto a n en este caso se toma un valor de 0,3, ya que es el fluido frío el que circula por la carcasa y la temperatura superficial de los tubos estará a menor temperatura que el fluido caliente que circula por el interior de los tubos.

Se comenzará por el cálculo del Reynolds para la corriente que circula por el interior de los tubos, el efluente, mediante la siguiente expresión:

$$Re = \frac{G \cdot D_i}{\mu} \quad [A. 5.12]$$

Donde μ es la viscosidad media en $Pa \cdot s$ y G es la velocidad másica en $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ y viene dado por la siguiente expresión:

$$G = \frac{4 \cdot m_{EFL} \cdot n_T}{\pi \cdot D_i^2 \cdot N_T} \quad [A. 5.13]$$

Siendo

m_{EFL} : Caudal másico que circula por los tubos (48,116 kg/s).

D_i : Diámetro interno de los tubos (0,025 m).

N_T : Número de tubos (183).

n_T : Número de pasos por tubo (1).

μ : Viscosidad media del efluente ($2,056 \times 10^{-5} Pa \cdot s$).

Sustituyendo los datos, se obtiene los siguientes valores:

$$G = \frac{4 \cdot 48,116 \left(\frac{Kg}{s}\right) \cdot 1}{\pi \cdot 0,025^2 (m^2) \cdot 183} = 538,093 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

$$Re = \frac{538,093 \cdot 0,025}{2,056 \times 10^{-5}} = 2,569 \times 10^7$$

El número de Prandtl será calculado a partir de la siguiente ecuación:

$$Pr = \frac{C_P \cdot \mu}{k} \quad [A. 5.14]$$

Como se aprecia, se calcula a partir de las propiedades.

$$Pr = \frac{3620,328 \cdot 2,056 \times 10^5}{0,184} = 0,405$$

Conocidos todos estos datos, se procede a calcular el número de *Nusselt* a partir de la **ecuación A.5.11**:

$$Nu_d = 0,023 \cdot (2,569 \times 10^7)^{4/5} \cdot 0,405^{0,3} = 14856,972$$

Sustituyendo de la **ecuación A.5.10** el coeficiente de película interna y sustituyendo el valor de Nu_d :

$$h_i = \frac{k \cdot Nu_d}{D_i} = \frac{0,184 \left(\frac{W}{m \cdot K} \right) \cdot 14856,972}{0,025 \text{ m}} = 109419,383 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

5.7.1.2. Cálculo del coeficiente individual de película externa, h_o

El cálculo del coeficiente de película externa se calculará del mismo modo que el anterior, pero ahora las ecuaciones son diferentes ya que el flujo no traspasa un tubo sino que fluye por la carcasa encontrándose con los tubos en su interior. Un método válido es el de *Kern*, que a continuación se aplica.

El número de *Nusselt* se corresponde ahora con la misma expresión pero referidas a las dimensiones exteriores.

$$Nu_d = \frac{h_o \cdot D_{io}}{k} \quad [A. 5.15]$$

Para el flujo que circula por el exterior de los tubos se puede utilizar la fórmula de *Churchill y Berstein* que cubre todo el rango de *Re* y se recomienda para $Re \cdot Pr > 0,2$:

$$Nu_d = 0,3 + \frac{0,62 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{1/3}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{2/3}\right]^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5} \quad [A. 5.16]$$

Calculando el *Re* y el *Pr*:

$$Re = \frac{G \cdot D_C}{\mu} \quad [A. 5.17]$$

Donde μ es la viscosidad media del hidrógeno y metano en $Pa \cdot s$ y *G*, es la velocidad másica en $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ y D_C el diámetro de carcasa en *m*:

$$G = \frac{4 \cdot m_{HID/MET}}{\pi \cdot (D_C^2 - N_T \cdot D_o^2) \cdot X} \quad [A. 5.18]$$

Siendo

$m_{HID/MET}$: Caudal másico que circula por la carcasa (6,382 kg/s).

D_C : Diámetro de carcasa (0,635 m).

N_T : Número de tubos (183).

D_o : Diámetro externo de los tubos (0,03175 m).

X: Relación entre Pitch y diámetro exterior de los tubos (1,25)

Sustituyendo los datos, se obtiene los siguientes valores:

$$G = \frac{4 \cdot 6,382 \left(\frac{Kg}{s}\right)}{\pi \cdot (0,635^2 - 183 \cdot 0,03175^2)(m) \cdot 1,25} = 29,718 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

$$Re = \frac{29,718 \cdot 0,635}{1,255 \times 10^{-5}} = 1,504 \times 10^6$$

El número de *Prandtl* se calculará con la misma expresión pero con los datos de las propiedades del hidrógeno y el metano.

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad [A.5.19]$$

$$Pr = \frac{11025,607 \cdot 1,255 \times 10^{-5}}{0,218} = 0,635$$

Conocidos todos estos datos, se procede a calcular el número de *Nusselt* a partir de la **ecuación A.5.16**:

$$Nu_d = 0,3 + \frac{0,62 \cdot (1,504 \times 10^6)^{0,5} \cdot (0,635)^{1/3}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{0,635}\right)^{2/3}\right]^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{1,504 \times 10^6}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5}$$

$$Nu_d = 1673,577$$

Sustituyendo de la **ecuación A.5.15** el coeficiente de película interna y sustituyendo el valor de Nu_d :

$$h_o = \frac{k \cdot Nu_d}{D_o} = \frac{0,218 \left(\frac{W}{m \cdot K}\right) \cdot 1673,577}{0,03175 \text{ m}} = 11480,475 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

5.7.1.3. Factores de incrustación interno $R''_{f,i}$ y externo $R''_{f,o}$

Para el caso de estudio los factores de incrustación son $R''_{f,o} = 0,0002 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot W^{-1}$ y $R''_{f,i} = 0,0002 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot W^{-1}$ recomendados por el código TEMA en la sección 10.

5.7.1.4. Conductividad térmica del material

Para hallar la resistencia a la conducción, es necesario conocer la conductividad térmica del material.

El material de los tubos es acero inoxidable TP316L y su conductividad depende de la temperatura máxima a la que fluya la corriente, en este caso es de 800,844 K. Según los datos recogidos en la 3ª edición de Alan J. Chapman titulado “*Transmisión de calor*” se obtiene una conductividad térmica de $k_m = 21,37 \text{ W/m}\cdot\text{K}$.

Conocidos ya los valores de los coeficientes individuales de película, tanto interna como externa, los factores de incrustación, y la conductividad térmica del metal, se puede calcular el coeficiente global de transferencia de calor a partir de las resistencias dadas en la **ecuación A.5.9**.

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_o} &= \frac{0,03175 \text{ m}}{109419,383 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \cdot 0,025 \text{ m}} + \frac{0,03175 \text{ m}}{0,025 \text{ m}} \cdot 0,0002 \frac{\text{m}^2\text{K}}{\text{W}} \\ &+ \frac{0,03175\text{m} \cdot \ln\left(\frac{0,03175}{0,025}\right)}{2 \cdot 21,37 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}} + 0,0002 \frac{\text{m}^2\text{K}}{\text{W}} + \frac{1}{11480,475 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}} \\ \frac{1}{U_o} &= 0,0007 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{K}}{\text{W}} \end{aligned}$$

Tomando así el coeficiente global de transferencia de calor un valor de:

$$U_o = 1370,139 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

5.8. Área de intercambio necesaria

Cuando se realizó el balance de energía se introdujo la ecuación de la velocidad de transferencia de calor; y es a partir de ella como se calculará el área necesaria para poder transferir ese calor de un fluido a otro.

De la *ecuación A.5.4* se obtiene ahora:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad [A. 5.20]$$

Calculados todos los datos y sustituyendo:

$$A = \frac{1,893 \times 10^7 \text{ (J/s)}}{1370,139 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \cdot 293,096 \text{ (K)}} = 47,141 \text{ m}^2$$

5.9. Cálculo iterativo para conocer las dimensiones del intercambiador

Para hallar las dimensiones del equipo es necesario recurrir a un cálculo iterativo, donde se supondrán una serie de dimensiones y otras serán calculadas a partir de ellas. Obtenidos todos los resultados habrá que comprobarlos hasta que converjan los datos supuestos con los calculados. A continuación se exponen los pasos que se realiza para conseguir las dimensiones tomadas en el diseño del cambiador de calor.

1. En primer lugar, se supone un diámetro de carcasa además del diámetro exterior del tubo y el pitch, junto a la disposición que tomarán los tubos (en este caso, tresbolillo). Estas dimensiones vienen normalizadas.
2. A partir de la *tabla A.11.2* del *Anexo II* se determina el número de tubos de los que dispondrá el intercambiador.

3. Con los correspondientes cálculos se hallará el espesor de los tubos y con él el diámetro interno de los mismos.
4. Se determinan los coeficientes de película interna y externa y con ellos el coeficiente global de transferencia de materia.
5. Se halla el área necesaria para la transferencia de calor.
6. De entre las posibles longitudes de tubos comerciales se determina el área de un solo tubo. Las longitudes normalizadas de los tubos suelen ser 8 ft, 10 ft, 12 ft, 14 ft, 16 ft, 18 ft y 20 ft.
7. Con la relación entre el área de intercambio y el de un solo tubo se obtendrá como resultado un número de tubos.
8. Si el número de tubos que se obtiene en el paso número 7 es mayor al número de tubos que de antemano se suponen, se cambiará la longitud de los tubos y se comprobará que no sobrepasa al número supuesto. Si tampoco se da este caso, se volverá al paso número 1 para cambiar el diámetro de carcasa y así el número de tubos. (Siempre y cuando las diferencias no sean abismales, porque, en ese caso, el diámetro de tubos y el pitch tendrán que cambiarse o incluso también la disposición de los tubos).
9. Si el número de tubos calculado es menor que el número de tubos que se supone, esto querrá decir que, con el número de tubos supuestos, el intercambio de calor se dará. Por lo que la suposición será buena.

Es así como se hallaron las dimensiones del equipo a estudio expuestas en el *apartado A.5.6*.

5.10. Números de tubos del intercambiador

Elegidas las dimensiones y conociendo el área de intercambio, es muy sencillo hallar el número de tubos.

Determinada la longitud de los tubos de 3,048 m (10 ft) se calcula el área de un solo tubo:

$$A_{1\ tubo} = \pi \cdot D_o \cdot L \quad [A. 5.21]$$

$$A_{1\ tubo} = \pi \cdot 0,03175 \cdot 3,048 = 0,304\ m^2$$

Si se divide el área de transferencia necesaria por el área de un tubo se obtendrá el número de tubos:

$$N_T = \frac{A_S}{A_{1\ tubo}} \quad [A. 5.22]$$

$$N_T = \frac{47,141\ m^2}{0,304\ m^2} = 155,055\ tubos$$

El número de tubos necesarios será de 156 tubos.

Si se consulta la **tabla A.11.2** del **anexo 11** se aprecia que para el diámetro elegido de carcasa de 25 in, un paso por tubos, disposición tresbolillo, diámetro exterior de 1,25 in y pitch de 1 1/4 in, el número de tubos es de 183. Este número de tubos es mayor al calculado. Si se comprueba con una longitud inferior el número de tubos que tendría el intercambiador como mínimo sería de 193 y no valdría la estimación. Así que se dan como buenas las dimensiones escogidas.

5.11. Deflectores o baffles

Como ya es sabido, se colocan en la carcasa deflectores de flujo o baffles que orientan el movimiento del fluido en la dirección perpendicular al eje de los tubos.

En este intercambiador se colocará un deflector segmentado, que son placas circulares del casi el mismo diámetro que la carcasa, a las cuales se les efectúa un corte horizontal o vertical.

A continuación se calculará el espaciamiento entre ellos, el número total y su espesor.

5.11.1. Espaciamiento entre deflectores

Para conocer la distancia que hay entre deflectores se debe calcular la media entre la separación máxima permisible y la mínima.

La separación mínima permisible puede ser o un valor de 2 *pulgadas* o una quinta parte del diámetro de carcasa. El valor más alto de estos se tomará como el espaciamiento mínimo que se debe tener.

Denotando como $P_{ef,min}$ a la separación mínima y sabiendo que el diámetro de la carcasa (D_c) es de 0,635 m, su quinta parte será:

$$P_{ef,min} = \frac{1}{5} D_c = \frac{1}{5} \cdot 0,635 = 0,127 \text{ m (5 in)} \quad [A. 5.23]$$

Como se ve, el valor de la separación mínima es mayor por este método y por lo tanto, este será su separación mínima.

Por otro lado, la separación máxima depende del material y del diámetro externo de los tubos. Si se atiende a la **tabla A.11.3** de anexo de tablas y sabiendo que el material es de acero inoxidable y el diámetro externo es de 1,25 in, se puede decir que el espaciamiento máximo entre deflectores es de:

$$P_{ef,máx} = 2,235 \text{ m (88 in)}$$

Haciendo una media entre la distancia mínima y máxima se tiene que el espaciamiento definitivo entre los deflectores P_{ef} es de:

$$P_{ef} = \frac{0,127 \text{ m} + 2,235 \text{ m}}{2} = 1,181 \text{ m (46,5 in)}$$

5.11.2. Numero de deflectores

El número de deflectores se calcula como el cociente entre la longitud de los tubos y el espaciamento entre deflectores.

$$N_c = \frac{L}{P_{ef}} \quad [A. 5.24]$$

Siendo N_c el número de deflectores; la longitud de los tubos es ya conocida y tiene un valor de 3,048 m y el espaciamento fue calculado anteriormente:

$$N_c = \frac{3,048 \text{ m}}{1,181 \text{ m}} = 2,581 \text{ deflectores}$$

Se usará por tanto un total de:

$$N_c = 3 \text{ deflectores}$$

Al colocar 3 deflectores, la distancia entre ellos es finalmente de 1,016 m.

5.11.3. Espesor de los deflectores

Como establecen las normas TEMA el espesor es función del diámetro nominal de la carcasa (0,635 m o 25 in) y de la separación entre los deflectores (1,016 m o 40 in).

Como se comprueba en la *tabla A.11.4*, se tiene un espesor comercial de 3/8 in, es decir, 9,5 mm.

5.12. Diseño mecánico

En este apartado se calcularán los espesores tanto de los tubos como de la carcasa.

5.12.1. Espesor de los tubos

Los cálculos seguidos para conseguir hallar el espesor de los tubos del intercambiador han sido realizados según el Código ASME B31.3.

Conforme al mismo, el espesor de los tubos, que se consideran conducciones cilíndricas de pequeño diámetro sometidos a presión, será calculado con la siguiente ecuación:

$$t = \left(\frac{D_o \cdot P_D}{2 \cdot (S \cdot E + Y \cdot P_D)} + C \right) \left(\frac{1}{1 - \frac{M}{100}} \right) \quad [A. 5.25]$$

Donde:

D_o : Diámetro exterior de los tubos

P_D : Presión de diseño

S : Tensión máxima permisible

E : Eficiencia de la soldadura

Y : Coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura de diseño

C : Margen por corrosión

M : Tolerancia de fabricación

En adelante se calcularan cada uno de estos términos que intervienen en la *ecuación A.5.25*.

- **Diámetro exterior de los tubos, D_o**

El diámetro exterior de los tubos es de 1,25 *pulgadas* (de aquí en adelante será necesario utilizar los términos en unidades anglosajonas).

- **Presión de diseño, P_D**

La presión de diseño es un 10% mayor a la presión de operación. En este caso, la presión de operación es de 34,5 *bar*.

$$P_D = 1,1 \cdot P_{operación} \quad [A. 5.26]$$

$$P_D = 1,1 \cdot 34,5 = 37,95 \text{ bar (550,41 psi)}^{*2)}$$

- **Eficiencia de la soldadura, E**

La eficiencia de la soldadura mide la disminución de la eficiencia del material debido a que las uniones soldadas no son tan resistentes como el resto del material. Se recurre a la *tabla A.11.5* del *anexo 11* para concluir que la eficiencia para tubos sin costura que tengan una junta a tope u otro método mediante el que se obtenga la misma calidad de soldadura del material depositado por el interior y el exterior de los tubos toma un valor de 1.

- **Tensión máxima permisible, S**

Para determinar la tensión máxima que puede permitir el material de los tubos se recurre a la *tabla A.11.6* donde la tensión máxima admisible para el acero TP316L es de 11200 *psi* para temperaturas que rondan los 1000 °F pues se escoge una temperatura inmediatamente superior a la temperatura máxima del fluido.

- **Factor Y**

Y es un coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura de diseño. Este se obtiene a partir de la siguiente *tabla A.11.7*.

*2) *psi*, *pounds per square inch* (libras por pulgada). Unidad de presión en el sistema anglosajón de unidades. 1 *psi*=14,5038 *bar*.

Para una temperatura menor a 538 °C como es el caso y para un material austenítico como es el acero inoxidable, se tiene un *factor Y* de 0,4.

- **Margen por corrosión, C**

Según el Código ASME VIII-Div.1, para diseñar unidades de proceso que puedan ser sometidas a corrosión, erosión o abrasión mecánica, es necesario definir un margen de corrosión, capaz de predecir el desgaste del espesor, asegurando que la vida útil del equipo sea la prevista.

Se considera un desgaste por corrosión de 5 *milésimas de pulgada* por año siendo este satisfactorio para los tubos.

Para los intercambiadores de calor se considera un valor moderado para la vida de operación, principalmente por razones de seguridad, así que se tomará una vida de 15 años.

El margen de corrosión se tomará como el valor del desgaste producido durante ésta, por lo tanto $C=0,005 \text{ in/año}$.

Calculado así el valor de C:

$$C = 15 \text{ años} \cdot 0,005 \frac{\text{in}}{\text{año}} = 0,075 \text{ in} = 0,1905 \text{ cm} \quad [A. 5.27]$$

- **Tolerancia de fabricación, M**

Las tuberías sin costura tienen una tolerancia considerable en el espesor. En este caso la tolerancia en el espesor de pared es de 12,5%.

Sustituyendo todos los datos obtenidos se puede hallar el espesor del tubo:

$$t = \left(\frac{0,75 \text{ in} \cdot 550,42 \text{ psi}}{2 \cdot (550,42 \text{ psi} \cdot 1 + 0,4 \cdot 11200 \text{ psi})} + 0,075 \text{ in} \right) \left(\frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}} \right)$$

$$t = 0,120 \text{ in (3,05 mm)}$$

Se recurre a las tablas para encontrar el espesor normalizado correspondiente al diámetro externo del tubo. Por ello, yendo a la **tabla A.11.8 del anexo 11**, se aprecia como el valor inmediatamente superior al calculado es de 0,134 in (10 BWG):

$$t_{\text{tubos}} = 0,134 \text{ in (10BWG)}$$

5.12.2. Espesor de la carcasa

En primer lugar, es imprescindible antes de abordar el cálculo del espesor de carcasa, conocer el espesor mínimo que por normativa y por el material del que está formado debe de tener.

Según el código ASME, sección VIII, división 1 el espesor mínimo es:

$$t_{\text{min}}(\text{mm}) = 2,5 + C = 2,5 + 1,905 \text{ mm} = 4,405 \text{ mm} = 0,173 \text{ in}$$

Por otro lado, según el material que se utiliza, acero inoxidable, este debe ser como mínimo:

$$t_{\text{min}}(\text{mm}) = 4,8 \text{ mm} = 0,189 \text{ in}$$

De entre ambos se escoge el mayor, siendo finalmente el espesor mínimo de carcasa de 4,8 mm.

Se deben considerar los esfuerzos provocados por la presión interna ya que los esfuerzos que pueden afectar al equipo (*Tabla A.5.1*), son prácticamente insignificantes en condiciones normales con respecto a la presión interna a la que se somete el mismo.

Tabla. A.5.1. Tensiones a las que está sometido el equipo

Carga	Tensiones circunferenciales		Tensiones longitudinales	
	Tracción	Compresión	Tracción	Compresión
Presión interior	X		X	
Presión exterior				
Peso				X
Viento			X	X
Seísmo			X	X

Teniendo en cuenta que esas tensiones internas son longitudinales y circunferenciales, debe hallarse el espesor que podría soportar cada una por separadas. El mayor valor obtenido será el espesor más adecuado para el diseño.

Las relaciones que permitirán calcular el espesor se dan a continuación:

Tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{P_D \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_D} \quad [A. 5.28]$$

Tensión longitudinal:

$$t_{long} = \frac{P_D \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P_D} \quad [A. 5.29]$$

Donde:

P_D : Presión de diseño interna.

R : Radio interior de la envolvente

S : Máxima tensión admisible

E: Eficiencia de junta

De la misma manera que se hizo al calcular el espesor de los tubos, se determinará cada término ahora bajo estas líneas:

▪ **Presión de diseño interna, P_D**

En esta ocasión se escogerá la presión de diseño mayor entre dos valores. Por norma o es como mínimo 30 *psi* o un 10% mayor a la presión de operación.

El vapor que circula por la carcasa lo hace a una P_{op} de 35 *bar*, es decir 507,633 *psi*. Si la presión de diseño es un 10% mayor se tiene que:

$$P_D = 558,40 \text{ psi}$$

▪ **Radio interior de la envolvente, R**

El radio de la envolvente no es más que el radio de la carcasa. Conocido su diámetro $D_C = 0,635 \text{ m}$ (25 *in*), su radio será:

$$R = 0,317 \text{ m} = 12,5 \text{ in}$$

▪ **Temperatura de diseño, T_D**

La temperatura de diseño se calcula para poder considerar esta al calcular la máxima tensión permisible.

La temperatura de diseño es 20 °C superior a la máxima temperatura que consigue el fluido en la carcasa; esta es 580 K (307 °C).

$$T_D = 307 \text{ °C} + 20\text{°C} = 327\text{°C} = 620,6 \text{ °F}$$

- **Eficiencia de junta, E**

Volviendo a la *tabla A.11.5* del *anexo 11* para una junta a tope con doble cordón u otro método mediante el que se obtenga la misma calidad de soldadura del material depositado y siendo examinadas las juntas por zonas pero radiografiadas por zonas de eficiencia de soldadura, la eficiencia de soldadura toma un valor de 0,85.

- **Máxima tensión admisible, S**

Para determinar la tensión máxima que puede permitir el material de la carcasa se recurre a la *tabla A.11.6* para temperaturas inferiores a 650 °F donde la tensión máxima admisible para acero A240 AISI 316 en placas es de 13200 *psi*.

Sustituyendo todos los datos en la *ecuación A.5.28 y A.5.29* se tiene:

La tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{558,39 \text{ psi} \cdot 12,5 \text{ in}}{13200 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 558,39 \text{ psi}} = 0,641 \text{ in}$$

La tensión longitudinal:

$$t_{long} = \frac{558,39 \text{ psi} \cdot 12,5 \text{ in}}{2 \cdot 13200 \text{ psi} \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 558,39 \text{ psi}} = 0,308 \text{ in}$$

El mayor valor de los dos es el de la tensión circunferencial, por tanto y de momento, este será el valor del espesor exento de corrosión.

Añadiendo el sobreespesor por corrosión se tiene:

$$t = 0,641 \text{ in} + C = 0,641 \text{ in} + 0,075 \text{ in} = 0,716 \text{ in}$$

Pero como se observa este espesor es el mayor de todos los anteriormente calculados y este espesor de la carcasa será el que es el que soportará las tensiones internas.

$$t = 18,19 \text{ mm} = 0,716 \text{ in}$$

Y nuevamente se acude a las tablas, concretamente a la **tabla A.11.9**, para buscar el espesor comercial, que es el inmediatamente superior a este último:

$$t_{carcasa} = 19,1 \text{ mm} = 0,75 \text{ in}$$

5.13. Pérdidas de carga

Las pérdidas de carga dependen de las propiedades del fluido, como la densidad y la viscosidad; de la velocidad a la que este pasa y de las dimensiones del equipo. En este apartado se evaluarán tanto las pérdidas de carga en los tubos como en la carcasa.

5.13.1. Pérdida de carga en los tubos

Para hallar la pérdida de carga en los tubos se utiliza la ecuación de *Fanning*:

$$\Delta P_{tubos} = \frac{f \cdot G^2 \cdot L}{D_i \cdot \rho} \quad [A. 5.30]$$

Siendo:

f : Factor de fricción

G : Velocidad másica del fluido que circula por los tubos

L : Longitud de los tubos

D_i : Diámetro interno de los tubos

ρ : Densidad media del fluido que circula por los tubos

El único término que falta por conocer es el factor de fricción, que se halla a raíz del diagrama de *Moody*.

El resto se calculó a lo largo del presente anexo, así que se expondrá una tabla con los valores de los mismos.

Tabla A.5.2. Propiedades del efluente y características de los tubos

Densidad media	9,491 kg/m ³
G	538,093 kg/m ² ·s
D _i	0,025 m
Longitud tubos, L	3,048 m

5.13.1. 1. Cálculo del factor de fricción

El factor de fricción f , se determina a partir del diagrama de *Moody* expuesto en la *figura A.11.2* del *anexo 11*. Para hallarlo es necesario conocer el número de Reynolds y la rugosidad relativa de los tubos.

El número de Reynolds fue calculado en el *apartado 5.7.1.1* del presente anexo y tiene un valor de:

$$Re = 2,569 \times 10^7$$

La rugosidad absoluta (ε) para aceros inoxidables comerciales es de:

$$\varepsilon = 0,002 \text{ mm}$$

Por tanto, la rugosidad relativa será de:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,00008$$

Recurriendo al diagrama de *Moddy*, vemos que con estas condiciones, el factor de fricción obtiene un valor de:

$$f = 0,0115$$

Volviendo a la **ecuación A.5.30** se podrá calcular la pérdida de carga en los tubos.

$$\Delta P_{tubos} = \frac{0,0115 \cdot 538,093^2 \left(\frac{kg}{m^2 \cdot s}\right)^2 \cdot 3,048(m)}{0,025 (m) \cdot 9,491 \left(\frac{kg}{m^3}\right)} = 46597,705 Pa$$

$$\Delta P_{tubos} = 0,47 bar$$

5.13.2. Pérdida de carga en la carcasa

El cálculo de la pérdida de carga en la carcasa es conseguido aplicando el método *CERN*:

$$\Delta P_{carcasa} = \frac{f \cdot G_c^2 (N_c + 1) \cdot D_c}{D_{eq} \cdot \rho} \quad [A. 5.31]$$

Siendo:

f : Factor de fricción

G_c : Velocidad másica del fluido que circula por la carcasa

N_c : Número de deflectores

D_c : Diámetro de la carcasa

ρ : Densidad media del fluido que circula por los tubos

D_{eq} : Diámetro equivalente

5.13.2. 1. Cálculo del factor de fricción

Como se vio al calcular el factor de fricción en los tubos, este es calculado gráficamente a partir del diagrama de *Moody*, donde es necesario conocer de antemano el número de Reynolds y la rugosidad relativa.

El número de Reynolds fue calculado en el **apartado 5.7.1.2** del presente anexo.

$$Re = 1,506 \times 10^6$$

La rugosidad absoluta (ε) para aceros inoxidables comerciales es de:

$$\varepsilon = 0,002 \text{ mm}$$

Por tanto, la rugosidad relativa tomará un valor de:

$$\frac{\varepsilon}{D_c} = 3,14 \times 10^{-6}$$

Ahora se está en condiciones de dirigirnos al gráfico de *Moody* (**Figura A.11.2** del **Anexo II**) y junto con una rugosidad relativa se obtiene un valor de:

$$f = 0,0115$$

5.13.2. 2. Cálculo del diámetro equivalente

El hidrógeno fluye por la carcasa que es un conducto con sección diferente a la circular, a su diámetro se le denomina diámetro equivalente. Este es cuatro veces el radio hidráulico. Y por radio hidráulico se conoce a la relación de la sección disponible para el paso del fluido y el perímetro mojado de la conducción. A pesar de los deflectores, el diámetro equivalente se considera como si el fluido fuese paralelo a los tubos.

$$D_{eq} = 4 \cdot \frac{\text{Sección de paso}}{\text{Perímetro mojado}}$$

Luego, el diámetro equivalente para una disposición tresbolillo es:

$$D_{eq} = 4 \cdot \left(\frac{(\sqrt{3/4} \cdot Pitch^2) - \left(\frac{1}{2} \pi \cdot \frac{D_0^2}{4}\right)}{\pi \cdot \frac{D_0}{2}} \right) \quad [A. 5.32]$$

Sabiendo que el pitch es de 1,5625 pulgadas y el diámetro externo de los tubos es de 1,25 pulgadas, se tiene:

$$D_{eq} = 4 \cdot \left(\frac{(\sqrt{3/4} \cdot 1,5625^2) - \left(\frac{1}{2}\pi \cdot \frac{1,25^2}{4}\right)}{\pi \cdot \frac{1,25}{2}} \right) = 4,49 \text{ in } (0,114 \text{ m})$$

Hallados el factor de fricción y el diámetro equivalente, se expondrá el resto de términos para calcular la pérdida de carga en la carcasa que han sido calculados en este anexo.

Tabla A.5.3. Propiedades del efluente y características de la carcasa

Densidad media	2,766 kg/m ³
G _c	29,718 kg/m ² ·s
D _c	0,635 m
Nº deflectores, N _c	3

Sustituyendo todos estos datos en la **expresión A.5.31**:

$$\Delta P_{carcasa} = \frac{0,0115 \cdot 29,718^2 \left(\frac{kg}{m^2 \cdot s}\right)^2 (3 + 1) \cdot 0,635(m)}{0,115 (m) \cdot 2,766 \left(\frac{kg}{m^3}\right)} = 81,721 Pa$$

$$\Delta P_{carcasa} = 8,17 \times 10^{-4} \text{ bar}$$

5.13.3. Pérdida de carga total

La pérdida de carga total será la suma de la pérdida de carga que se produce en los tubos más la propia en la carcasa.

$$\Delta P_{total} = \Delta P_{tubos} + \Delta P_{carcasa} \quad [A. 5.33]$$

$$\Delta P_{total} = 0,47 + 8,17 \times 10^{-4} = 0,47 \text{ bar}$$

5.15. Aislamiento

Para el aislamiento del intercambiador se usará lana de roca, ya que cubre las necesidades técnicas del equipo y se trata de un material que de forma más económica cubre los requerimientos del proceso y del recipiente. Entre la carcasa y la lana de roca habrá una chapa de aluminio.

El espesor de la lana de roca es función de la temperatura máxima de operación, que es de $307\text{ }^{\circ}\text{C}$ (580 K). Esta dependencia viene reflejada en la *tabla A.11.11* del *anexo 11*.

Según esta, se obtiene un espesor de lana de roca de 80 mm .

ANEXO 6. DISEÑO DEL HORNO DE PROCESOS H-01

6.1. Introducción

Llegados a este punto, se pretende aquí estudiar el diseño del horno industrial que servirá para calentar las corrientes de materia prima a una mayor temperatura debido a que ninguna otra corriente calefactora puede alcanzar los 975 K, temperatura necesaria para este propósito.

Las corrientes de materia prima, tolueno por un lado e hidrógeno y metano por otro, serán calentadas en el mismo horno pero en corrientes independientes. Éstas entran separadas al horno debido a la reactividad que presentan sus componentes y su temperatura de entrada es de 580 K. Se introducen a la misma temperatura para facilitar los cálculos.

Se selecciona un horno industrial tipo *caja* (*Box Heaters*) con doble cámara y zona convectiva común. El combustible utilizado es gas natural y el exceso de aire utilizado se fijará en un 10%.

Durante este anexo, se irá calculando paso a paso el diseño propio a un horno, pero para no hacerlo tan tedioso, se calculará lo relativo a una de las corrientes, a la del tolueno, y sólo se expresarán los datos, también calculados, de la corriente de hidrógeno y metano.

Este equipo está diseñado bajo el código Estándar API 560 “*Fired Heater for General Refinery Services*” donde se han consultado y seguido todas las especificaciones. Además, tanto para el dimensionamiento como el detalle en los cálculos de los tubos del horno de procesos y su material se ha seguido el código estándar API 530 “*Calculation of Heater-Tube Thickness in Petroleum Refineries*”.

6.2. Tipo de horno

El horno elegido es un tipo *caja con doble cámara y zona convectiva común*. Es de sección recta y normalmente los tubos se instalan en posición horizontal.

Consiste en 6 paredes (2 son internas), dos suelos y un techo de acero con aislamiento interior de ladrillos refractarios. Este horno tiene la parte superior de la cámara radiante horizontal al contrario que los de tipo *cabina* que es inclinada. Esta parte del horno recibe el nombre de arco (en inglés *arch*), y en el horno objeto de diseño los tubos se disponen en las paredes laterales y en el arco.

La eficiencia energética de un horno, por lo general es baja, así que se instala un haz de tubos en el camino de salida de los gases, antes de que estos pasen a la chimenea. Debido a que estos gases ya se han enfriado, el mecanismo predominante en esta zona es la convección. Por tanto, la sección de convección se sitúa en la parte superior y seguidamente se monta la chimenea.

Además en este tipo de hornos usualmente se pueden usar tubos más largos que en otros tipos ya que también se disponen horizontalmente en esta zona. Es por esta razón por la que se diseñará este horno tipo *caja*, ya que se utilizan caudales muy grandes.

A fin de aprovechar mejor las diferencias de temperatura, el fluido de proceso ingresa primero en la zona convectiva, y luego pasa a la zona radiante, circulando a contracorriente de los humos o gases de combustión. La sección de tubos que corresponde al paso de la zona radiante a la convectiva recibe el nombre de tubos de choque.

Para lograr una alta densidad de flujo de energía radiante, es necesaria una buena emisividad del gas, que es una función del volumen, por lo tanto, es necesario que la cámara sea de gran tamaño.

Para generar el calor, tanto en la parte radiante como en la zona de convección se utilizan unos quemadores (*burners*) donde se quema el combustible que circulará por el interior del horno cediendo el calor a los tubos. Estos se soportarán en el piso, que es la parte de abajo del horno.

Como se introdujo, el horno actuará con un 10% de aire en exceso, cantidad recomendada para trabajar con una mejor eficiencia energética.

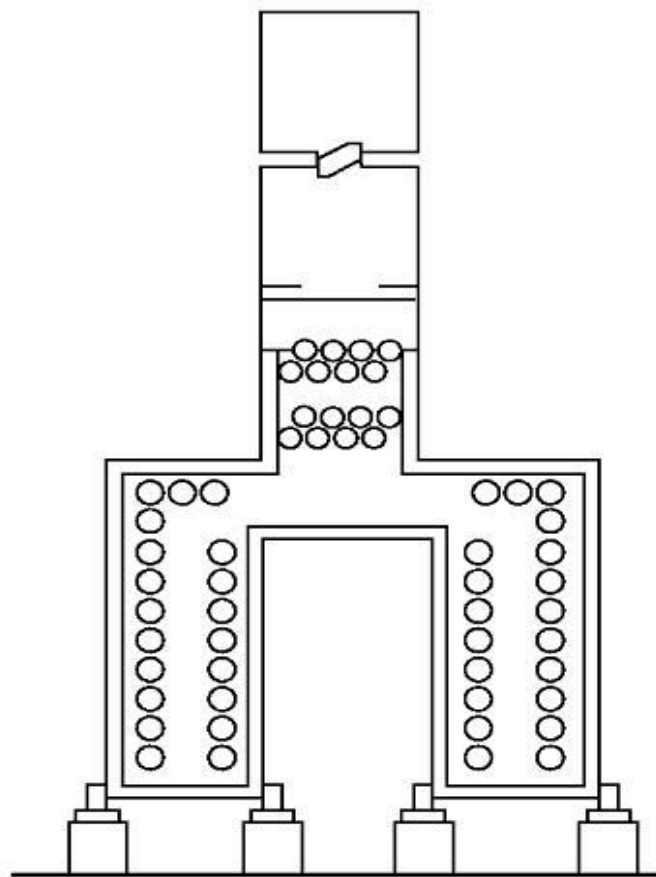


Fig. A.6.1. Esquema del horno tipo caja con doble cámara

6.3. Balance de energía

Se realiza un balance de energía para calcular el calor que es necesario aportar para conseguir aumentar la temperatura del sistema. Como son dos corrientes independientes, el calor necesario será la suma de los calores que cada corriente retiene.

La ecuación que permite el cálculo de dicho calor es la siguiente:

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_{sal} - T_{ent}) \quad [A.6.1]$$

Donde:

m : Caudal molar ($kmol/h$)

C_p : Capacidad calorífica media ($J/kmol \cdot K$)

T_{sal} : Temperatura de salida del fluido (K)

T_{ent} : Temperatura de entrada del fluido (K)

A continuación, se exponen los datos de ambas corrientes en la siguiente tabla. Se recuerda que la composición de la corriente de hidrógeno/metano es de un 95 y un 5% respectivamente.

Tabla A.6.1. Datos para de las corrientes que entran al horno

	Corriente Tolueno	Corriente Hid/Met
Caudal molar ($kmol/h$)	1630,5611	8560,4457
C_p ($J/kmol \cdot K$)	301284,451	31308,582
T_{ent} (K)	580	580
T_{sal} (K)	975	975

Sustituyendo estos datos en la ecuación del balance de cada corriente por separado, el calor necesario para aumentar la temperatura del sistema hasta $975 K$ en cada corriente es:

$$Q_{necesario, TOL} = 1,940 \times 10^{11} J/h$$

$$Q_{necesario, HID/MET} = 1,059 \times 10^{11} J/h$$

Y sumando así las dos contribuciones de calor, se tiene en total:

$$Q_{necesario} = 2,999 \times 10^{11} \text{ J/h}$$

6.4. Temperatura de salida de los gases (T_{stack}) y eficiencia del horno

Por razones de diseño, la temperatura de salida de los gases de combustión por la chimenea ha de ser de entre 25 y 40 °C superior al fluido de entrada al horno.

Para el diseño que se lleva a cabo, se toma el valor superior de 40 °C (313 K). Por tanto la temperatura de salida de gases por la chimenea es de:

$$T_{stack} = 580 \text{ K} + 313 \text{ K} = 893 \text{ K} (1148 \text{ °F})$$

Por otro lado, se define la eficiencia del horno como el porcentaje del calor liberado en la llama que es absorbido por el fluido calentado. Los valores van de 70 al 95%. La ineficiencia se debe a las pérdidas de calor en las paredes del horno (un 2% es un valor aceptable en el diseño) y a las pérdidas en los gases producidos.

Como la composición de los gases de combustión no varía mucho, se encuentra en la bibliografía (*Diseño de equipos e Instalaciones. Universidad de Salamanca*) una ecuación para determinar las pérdidas del horno bastante exacta. La fórmula siguiente está dada para un 2% de pérdidas por la pared y para combustibles gaseosos.

$$Eff = 0,98 - 9,25 \times 10^{-5} \cdot T_{stack}^{1,128} \cdot \left(1 + \frac{ex_{aire}}{100}\right)^{0,748} \quad [A.6.2]$$

Donde:

Eff: Eficiencia del horno

T_{stack} : Temperatura de salida de los gases por chimenea ($^{\circ}F$)

ex_{aire} : Porcentaje de exceso de aire, 10%

Sustituyendo la temperatura antes hallada y el 10% de exceso de aire, se tiene que la eficiencia del horno es:

$$Eff = 0,98 - 9,25 \times 10^{-5} \cdot 1148^{1,128} \cdot \left(1 + \frac{10}{100}\right)^{0,748} = 0,698$$

$$Eff = 70 \%$$

Cuyo resultado está dentro del intervalo de eficiencia.

6.5. Calor liberado

El calor nombrado en el título del apartado de este anexo es el liberado por los quemadores en el horno. Este es el calor necesario para el proceso dividido por la eficiencia del horno.

$$Q_{liberado} = \frac{Q_{necesario}}{Eff} \quad [A.6.3]$$

Sustituyendo el calor necesario para la combustión y la eficiencia energética hallados en los apartados anteriores se obtiene:

$$Q_{liberado} = \frac{2,999 \times 10^{11}}{0,698} = 4,291 \times 10^{11} \text{ J/h}$$

Como más adelante se necesitará, en la siguiente tabla, se expondrá lo valores de $Q_{liberado}$, pero a cada corriente de fluido por separado, que no es más que el calor necesario por cada corriente (ec. A.6.1) dividido por la eficiencia:

Tabla A.6.2. Calor liberado por los quemadores a cada corriente

Corriente	Calor liberado, kJ/s
Tolueno	77114,469
Hidrógeno/Metano	42070,906

6.6. Cantidades requeridas de combustible y de aire

Considerando como combustible el gas natural, se calculará a continuación la cantidad requerida para calentar el sistema a la temperatura considerada. Por otro lado, conociendo que el exceso de aire es del 10%, también se dará a conocer la cantidad empleada.

6.6.1. Cantidad de combustible

Para hallar esta cantidad, es necesario conocer el Poder Calorífico, que es la cantidad de calor que se libera en la combustión completa de una unidad de combustible. En general para combustibles gaseosos, su determinación se hace en Calorímetros de Flujo, donde se mide el calor de los gases de combustión enfriándolos hasta hacer condensar el vapor de agua que contiene, que aparecerá líquida, por lo que el calor medido incluirá el calor latente de condensación, es el denominado Poder Calorífico Superior (P.C.S.).

Realmente, en este caso, como la temperatura de evacuación de gases a la chimenea es normalmente mayor que la correspondiente a condensación, el vapor de agua no se condensa, por ello se define también el Poder Calorífico Inferior (P.C.I) que se obtiene a partir del anterior, restándole el calor latente de condensación del vapor de agua. Este vapor de agua es el formado en la combustión del hidrógeno.

Para conocer la cantidad de combustible requerido en el proceso se utiliza la siguiente expresión:

$$W_{combustible\ total} = \frac{Q_{liberado} (kJ/s)}{PCI (kJ/kg)} \quad [A.6.4]$$

El gas natural contiene metano, etano y menores cantidades de propano, butano, pentano y nitrógeno; pero en su composición en mayor medida contiene sobretodo metano; por lo general más de un 90%. Por ello, para facilitar los cálculos, se considerará que el gas natural que va al proceso en cuestión es 100% metano.

Para conocer el PCI del metano, se recurre a la bibliografía, siendo concretamente el libro “*El Refino del Petróleo*” por J. P. Wauquier, Ed. Díaz de Santos el consultado:

$$PCI_{Metano} = 50000 \text{ kJ/kg}$$

Sustituyéndolo en la **ecuación A.6.4** se obtiene la cantidad requerida de combustible para ambas corrientes:

$$W_{metano\ total} = \frac{Q_{liberado}}{PCI} = \frac{119185,375 \text{ KJ/s}}{50000 \text{ kJ/kg}} = 2,384 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Si se utilizara en vez del calor liberado total, el calor liberado para cada corriente, se obtendría el caudal de combustible necesario para la corriente de tolueno, por un lado y para la corriente de hidrógeno por otro.

Para hacerse una idea del caudal administrado para cada una de ellas, se muestra a continuación:

Tabla A.6.3. Caudal de combustible utilizado para cada corriente

Corriente	$W_{metano} (kg/s)$
Tolueno	1,542
Hidrógeno/Metano	0,841

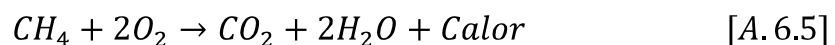
La suma de ambos caudales da como resultado el caudal total utilizado para que el horno realice su función que es el calculado anteriormente.

6.6.2. Cantidad de aire necesaria para la combustión

Para aportar el oxígeno necesario para la combustión se utiliza aire atmosférico. Su composición no es estrictamente fija, ya que su contenido de vapor de agua (pequeño) es variable con el día del año.

Es necesario aportar un exceso de aire para que se realice completamente la combustión. Teniendo en cuenta que el exceso de aire que se impuso desde un primer momento es de un 10%, se procede a conocer la cantidad de aire requerida para la combustión.

La reacción química que representa el proceso de combustión es la siguiente:



Como se aprecia en esta reacción, los moles de oxígeno necesario o también llamado el oxígeno estequiométrico o mínimo son el doble de los moles de metano para la combustión completa de éste. Considerando el peso molecular de los compuestos (oxígeno y metano), se puede calcular el caudal molar de oxígeno necesario.

Tabla A.6.4. Pesos moleculares

Compuestos	Peso Molecular (kg/kmol)
Metano	16
Oxígeno	32
Aire	28,84

$$m_{Oxígeno} = 2,384 \frac{kg}{s} CH_4 \cdot \frac{1 \text{ kmol } CH_4}{16 \text{ kg } CH_4} \cdot \frac{2 \text{ kmol } O_2}{1 \text{ kmol } CH_4}$$

$$\rightarrow m_{Oxígeno} = 0,298 \frac{kmol}{s} \quad [A.6.6]$$

Es en el aire seco donde está contenido el oxígeno mínimo. La proporción de oxígeno en este aire es de 21% y el 79% restante es nitrógeno. Por tanto la cantidad mínima (estequiométrica) de aire seco es:

$$m_{Aire\ min} = 4,762 \cdot m_{Oxígeno} \quad [A.6.7]$$

$$m_{Aire\ min} = 4,762 \cdot 0,298\ kmol/s = 1,419\ kmol/s$$

El exceso de aire será de un 10%, ese caudal es por tanto:

$$m_{Aire\ exceso} = (ex_{aire} - 1) \cdot m_{Aire\ min} \quad [A.6.8]$$

$$m_{Aire\ exceso} = (1,1 - 1) \cdot 1,419\ kmol/s = 0,142\ kmol/s$$

6.6.3 Relación aire-combustible

Una vez conocidas las cantidades de combustible y aire requerido, se puede conocer la relación aire-combustible. Esta relación será una relación de caudales másicos, de la cual más adelante se hará uso.

El caudal de aire másico tiene en cuenta el peso molecular:

$$W_{Aire\ min} = 1,419\ \frac{kmol}{s} \cdot 28,84\ \frac{kg}{kmol} = 40,92\ \frac{kg}{s} \quad [A.6.9]$$

Por tanto, la relación aire-combustible, se determina con el siguiente cociente:

$$G = \frac{W_{Aire\ min}}{W_{combustible}} \quad [A.6.10]$$

$$G = \frac{40,92\ kg/s}{2,384\ kg/s} = 17,17$$

Valor muy común para este tipo de combustibles.

6.7. Velocidad del fluido y dimensiones de los tubos

Cada corriente de materia prima pasa por tubos con diferente diámetro ya que son caudales diferentes, por ello, la velocidad másica de cada fluido será distinta. Se procede a continuación al cálculo de dichos términos.

La selección del tubo apropiado en el diseño del horno es difícil. El diámetro nominal de tubo no debe ser mayor a 10 *pulgadas*. Deben ser lo más largos posibles (limitados a 100 *ft*) y la velocidad dentro del tubo elevada.

Los fluidos a calentar son en su totalidad gases y éstos siguen una regla básica: Con flujos de 100 % vapor la velocidad se tomará como el 70% de la velocidad del sonido. La velocidad del sonido se rige por la siguiente ecuación:

$$\frac{G_{max}}{P} = 20,788 \cdot \sqrt{\frac{k \cdot M}{T}} \quad [A. 6.11]$$

Siendo:

k : Relación C_p/C_v

M : Peso molecular del fluido ($kg/kmol$)

P : Presión de salida (psi)

T : Temperatura salida del fluido ($^{\circ}R$)

G_{max} : Velocidad másica crítica o Velocidad sónica ($lb/s \cdot ft^2$)

Para obtener el valor de la capacidad calorífica a volumen constante, C_v , se hace uso de la *relación de Mayer*:

$$C_p - C_v = R \quad [A. 6.12]$$

Donde:

C_p : Capacidad calorífica a presión constante ($J/kmol \cdot K$)

C_v : Capacidad calorífica a volumen constante ($J/kmol \cdot K$)

R : Constante universal de los gases, $8314 J/kmol \cdot K$.

Se calcula, a continuación, la velocidad sónica de cada corriente.

Corriente de Tolueno

Para llevar a cabo el diseño se ha supuesto una pérdida de carga de 0,5 bar. Así, con una presión de 500,378 psi (34,5 bar) y una temperatura de salida de 1755 °R (975 K), la capacidad calorífica a volumen constante del tolueno es de:

$$C_v = 301284,451 - 8314 = 292970,451 \frac{J}{kmol \cdot K}$$

La relación entre ambas capacidades caloríficas es de:

$$k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{301284,451}{292970,451} = 1,028 \quad [A. 6.13]$$

Por tanto, sustituyendo todos los datos, la velocidad sónica del tolueno es:

$$\frac{G_{max}}{500,378 \text{ psi}} = 20,788 \cdot \sqrt{\frac{1,028 \cdot 92,141 \frac{kg}{kmol}}{1755 \text{ °R}}}$$

$$G_{max} = 2416,995 \text{ lb/s} \cdot \text{ft}^2$$

Como se comentó, la velocidad del tolueno, se corresponderá al 70% de la velocidad sónica del vapor. Por tanto:

$$G = 0,7 \cdot G_{max} = 0,7 \cdot 2416,995 \text{ lb}/\text{s} \cdot \text{ft}^2 \quad [\text{A. 6.14}]$$

$$G = 1691,896 \text{ lb}/\text{s} \cdot \text{ft}^2$$

Corriente Hidrógeno/Metano

De manera análoga, se calcula aquí las propiedades de la corriente de hidrógeno y metano, recordando que la relación molar es de 95% de hidrógeno y 5% de metano. Así se ha calculado la capacidad calorífica de esta corriente:

$$C_P = X_{hidrógeno} \cdot C_{P,hidrogeno} + X_{metano} \cdot C_{P,metano} \quad [\text{A. 6.15}]$$

Como resultado se obtiene que:

$$C_P = 31308,583 \text{ J}/\text{kmol} \cdot \text{K}$$

$$C_V = 22994,583 \text{ J}/\text{kmol} \cdot \text{K}$$

$$k = 1,362$$

Sustituyendo en la **ecuación A.6.11** y teniendo en cuenta que se trabaja con las mismas condiciones de presión y temperatura, se tiene que la velocidad másica crítica para este fluido es:

$$G_{max} = 477,600 \text{ lb}/\text{s} \cdot \text{ft}^2$$

Nótese que para calcular el peso molecular del fluido también se tuvo en cuenta la fracción molar de cada componente.

Y aplicando el 70% se obtiene la velocidad de flujo del hidrogeno/metano:

$$G = 334,320 \text{ lb/s} \cdot \text{ft}^2$$

Como se aprecia, las velocidades de flujo de cada fluido son muy diferentes, por ello, las dimensiones de los tubos que contiene el horno serán distintas.

Una vez hallado este dato, fundamental para los cálculos posteriores, se calculará la sección total de tubos por donde circularan los fluidos. Con estas dimensiones se podrá calcular la velocidad real del fluido por el interior de los tubos.

Corriente Tolueno

Primero, se realiza un cambio de unidades en el caudal másico:

$$W_{\text{Tolueno}} = 150241,529 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ lb}}{0,453 \text{ kg}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 92,007 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

Como anteriormente se consiguió calcular la velocidad de flujo del tolueno por los tubos, se puede estimar ahora la sección de tubos total dividiendo el caudal entre la velocidad:

$$A = \frac{W_{\text{tolueno}}}{G_{\text{tolueno}}} = \frac{92,007 \text{ lb/s}}{1691,896 \text{ lb/s} \cdot \text{ft}^2} = 0,054 \text{ ft}^2 \quad [\text{A. 6.16}]$$

Conocida esta sección, se puede hallar el diámetro nominal ya que el área que se calcula se corresponde con la siguiente expresión:

$$A = \frac{\pi \cdot D_{nom}^2}{4} \quad [A. 6.17]$$

Despejando así el diámetro nominal D_{nom} y sustituyendo el valor del área:

$$D_{nom} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,054 \text{ ft}^2}{\pi}} = 0,263 \text{ ft} (3,158 \text{ in}) \quad [A. 6.18]$$

Según especificaciones, se elige un diámetro inmediatamente superior al del resultado. El diámetro nominal entonces será de 4 in.

Antes se debe notar que la velocidad másica que este horno tendría realmente sería muy elevada, y para este tipo de procesos las velocidades rondan entre los 35 y 200 $\text{lb} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{ft}^2$. Por ello es necesario aumentar el diámetro por donde el fluido pasa.

$$D_{nom} = 10 \text{ in} (254 \text{ mm})$$

Para tubos de hornos de procesos este diámetro no coincide con el diámetro exterior. Por tanto, hay que recurrir a las **tablas A.11.13** del **anexo II** para buscar el diámetro exterior que los tubos del horno de la zona de radiación tienen. Éste finalmente es:

$$D_o = 10,75 \text{ in} = 0,896 \text{ in} = 273,05 \text{ mm}$$

Para calcular el diámetro interior y así la sección total real que contienen los tubos, es necesario conocer el espesor que tendrán dichos tubos. Para ello, se deben escoger entre dos posibles espesores. El primero de ellos, es el espesor mínimo que este tipo de materiales debe soportar. El material elegido para los tubos es el acero inoxidable 316L, un acero austenítico. Según la tabla de abajo, su espesor mínimo es de 0,104 in (3,7 mm).

Tabla A.6.5. Espesores mínimos de tubos de hornos de procesos

Tube outside diameter		Minimum thickness			
		Ferritic steel tubes		Austenitic steel tubes	
mm	(in)	mm	(in)	mm	(in)
60,3	(2,375)	3,4	(0,135)	2,4	(0,095)
73,0	(2,875)	4,5	(0,178)	2,7	(0,105)
88,9	(3,50)	4,8	(0,189)	2,7	(0,105)
101,6	(4,00)	5,0	(0,198)	2,7	(0,105)
114,3	(4,50)	5,3	(0,207)	2,7	(0,105)
141,3	(5,563)	5,7	(0,226)	3,0	(0,117)
168,3	(6,625)	6,2	(0,245)	3,0	(0,117)
219,1	(8,625)	7,2	(0,282)	3,3	(0,130)
273,1	(10,75)	8,1	(0,319)	3,7	(0,144)

Y el segundo de los espesores es el hallado por las tensiones de rotura. Según la normativa API 530, el espesor se calcula rigiéndose a la siguiente ecuación:

$$\delta_{\sigma} = \frac{P_r \cdot D_o}{2 \cdot \sigma_r + P_r} \quad [A. 6.19]$$

Siendo:

δ_{σ} : Espesor (*mm*)

σ_r : Tensión de rotura (*MPa*)

D_o : Diámetro externo (*mm*)

P_r : Presión máxima de diseño (*MPa*)

Como se ha visto en los diferentes anexos, la presión de diseño es un 10% superior a la de operación (34,5 *bar*).

$$P_r = 1,1 \cdot P = 1,1 \cdot 3,45 \text{ MPa} = 3,795 \text{ MPa} \quad [A. 6.20]$$

La tensión de rotura es hallada gráficamente en función de la temperatura de diseño. La temperatura de diseño es 20°C más que la temperatura de operación más alta en el sistema, que es la temperatura de salida de los tubos, 702 °C.

$$T_D = 702 \text{ °C} + 20 \text{ °C} = 722 \text{ °C} \quad [A. 6.21]$$

Se adjunta en el *Anexo 11* la *figura A.11.3*, correspondiente al acero 316H, que representa la tensión de rotura:

$$\sigma_r = 38 \text{ MPa}$$

Obtenidos todos los datos, se sustituyen en la *ecuación A.6.19*:

$$\delta_\sigma = \frac{3,795 \text{ MPa} \cdot 273,05 \text{ mm}}{2 \cdot 38 \text{ MPa} + 3,795 \text{ MPa}} = 12,986 \text{ mm}$$

Pero a este espesor se le tendrá que añadir otro término que cubre la corrosión al material:

$$\delta_{\sigma, \min} = \delta_\sigma + f_{\text{corr}} \cdot C \quad [A. 6.22]$$

Donde:

$\delta_{\sigma, \min}$: Espesor mínimo (*mm*)

δ_σ : Espesor (*mm*)

f_{CORR} : Factor de corrosión

C : Corrosión admisible (*mm*)

La corrosión admisible para aceros austeníticos según el código API 530 es de:

$$C = 1 \text{ mm} (0,040 \text{ in})$$

El factor de corrosión se muestra en la *figura A.11.4* del *anexo 11* y es función de n y B . n que es el exponente de rotura a la temperatura de diseño del acero, también viene representado en la *figura A.11.4* del mismo anexo y B es el cociente entre la corrosión permisible y el espesor.

$$B = \frac{C}{\delta_{\sigma}} \quad [A. 6.23]$$

$$B = \frac{1 \text{ mm}}{12,986 \text{ mm}} = 0,077$$

Y el exponente de corrosión es:

$$n = 5$$

Por tanto, el factor de corrosión f_{corr} tiene un valor de:

$$f_{corr} = 0,52$$

Sustituyendo estos últimos datos en la **ecuación A.6.22**, se obtiene:

$$\delta_{\sigma, min} = 12,986 \text{ mm} + 0,52 \cdot 1 \text{ mm} = 13,506 \text{ mm} (0,532 \text{ in})$$

Como se aprecia, este espesor es mayor al espesor mínimo por el material que se utiliza. Por esta razón será este último el que se escoja como el espesor de los tubos.

Pero se debe elegir ahora el comercial. Este está tabulado en las **tablas A.11.13** del **anexo 11** de donde se escogió el diámetro nominal. También se elige el inmediatamente superior.

$$\delta = 15,06 \text{ mm} (0,593 \text{ in})$$

Hallado el correspondiente espesor, se puede calcular el diámetro interno por el que pasa la corriente de tolueno:

$$D_i = D_o - 2 \cdot \delta \quad [A. 6.24]$$

$$D_i = 273,05 \text{ mm} - 2 \cdot 15,06 = 242,93 \text{ mm} (9,564 \text{ in})$$

La sección real será entonces la que corresponde a este diámetro:

$$A_{real} = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} = \frac{\pi \cdot 9,564^2}{4} = 71,840 \text{ in}^2 (0,499 \text{ ft}^2)$$

Y por consiguiente, la velocidad de flujo real es:

$$G_{tolueno} = \frac{W_{tolueno}}{A} = \frac{92,007 \text{ lb/s}}{0,499 \text{ ft}^2} = 184,423 \text{ lb/(s} \cdot \text{ft}^2)$$

Corriente de Hidrógeno/Metano

Realizando los mismos cálculos y teniendo en cuenta que el espesor mínimo para esta corriente es 3,3 mm (0,13 in), se obtienen los siguientes resultados:

Tabla A.6.6. Datos corriente Hidrógeno/Metano

Corriente de Hidrógeno y Metano	
$m_{\text{HID/MET}}$	14,070 lb/s
D_{nom}	8 in (203,2 mm)
D_o	8,625 in (219,075 mm)
σ_r	38 MPa
δ_σ	10,419 mm
C	1 mm
f_{corr}	0,52
δ elegido	12,7 mm (0,5 in)
D_i	7,625 in (193,657 mm)
A_{real}	45,663 in ² (0,317 ft ²)
$G_{\text{HID/MET}} \text{ (real)}$	44,371 lb/s·ft ²

6.8. Diseño de la sección de radiación

Como se definió al comienzo de este anexo, el horno dispondrá de dos secciones, la de radiación y la de convección. Se procederá a continuación al desarrollo del diseño de la primera de ellas.

6.8.1. Estimación del flujo de energía radiante

El primer paso para el diseño de la zona radiante es seleccionar la densidad promedio de flujo de calor radiante. Es decir, la cantidad de calor por unidad de tiempo y de área que reciben los tubos. Esta se define como el cociente entre el calor total entregado al fluido de proceso en la zona radiante dividido por el área exterior total de los tubos.

Cuanto mayor es este calor radiante menor será la superficie de transferencia de calor, menor será el tamaño del horno y menor será su coste.

Para el diseño de esta zona de radiación, es necesario seguir un importante y ordenado proceso en los cálculos. De momento, por razones de diseño, se toma un valor de flujo de calor, q , acorde al servicio que se realiza.

Tabla A.6.7. Valores típicos del flujo de energía radiante en la zona radiante

Servicio	q (Btu/h·ft ²)
Pre calentamiento de gases	10000
Pre calentamiento de nafta	12000
Mezcla de gas y nafta	12000
Destilación de crudo	10000-12000
Destilación a vacío	80000-12000

Para el servicio que se pretende en el presente Proyecto Fin de Carrera, es decir, el pre calentamiento de gases antes de su entrada al reactor, el flujo de energía radiante es de:

$$q = 10000 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2}$$

Para trabajar con el Sistema Internacional de unidades, se hace un cambio en las mismas al flujo de calor:

$$q = 31,546 \frac{kJ}{s \cdot m^2}$$

6.8.2. Estimación del calor cedido por la zona radiante

El siguiente paso es conocer el valor de la fracción de calor liberado “ R ” que es absorbido en la sección radiante. Este se consigue gráficamente en la **figura A.11.5** del **anexo 11** y es función del flujo de calor radiante y de la relación, antes conseguida, de aire-combustible.

El valor para el parámetro R es:

$$R = 0,575$$

Como hasta ahora, se harán los cálculos para la corriente de tolueno y para la de hidrógeno/metano por separado.

Corriente de Tolueno

El calor cedido por la zona radiante se determina por la siguiente ecuación:

$$Q_R = R \cdot Q_{liberado} \quad [A. 6.25]$$

Donde, el calor liberado es calculado anteriormente en el **apartado 6.5** del presente anexo y expuesto en la **tabla A.6.2.**:

$$Q_R = 0,575 \cdot 77114,469 \frac{kJ}{s} = 44340,82 \frac{kJ}{s}$$

6.8.3. Estimación del área refractaria

Con este dato y el del flujo de energía radiante, se puede sacar una relación que nos dará el área refractaria, que es el área no cubierta por los tubos que está disponible en el horno.

$$A_R = \frac{Q_R}{q} \quad [A. 6.26]$$

Sustituyendo los datos requeridos,

$$A_R = \frac{44340,82 \frac{kJ}{s}}{31,546 \frac{kJ}{s \cdot m^2}} = 1405,596 m^2 \quad (15129,708 ft^2)$$

Por otro lado, se procede a la elección de las dimensiones del horno. Como los tubos se disponen a lo largo del horno y en posición horizontal, la longitud de los tubos en la zona de radiación elegida es:

$$L = 60 ft$$

Para conocer el número de tubos que contiene esta sección, se debe calcular el área de intercambio de un único tubo y esto es posible porque ya se conoce su diámetro externo. Dividiendo entonces el área refractaria entre el área de un único tubo se consigue el número de tubos.

$$D_o = 10,75 in \quad (0,896 ft)$$

$$A_{1 tubo} = Perímetro \cdot Longitud \quad [A. 6.27]$$

$$A_{1 tubo} = \pi \cdot 0,896 ft \cdot 60ft = 168,861 ft^2$$

$$n^{\circ} \text{ tubos zona radiación} = \frac{A_r}{A_{1 \text{ tubo}}} \quad [A. 6.28]$$

$$n^{\circ} \text{ tubos zona radiación} = \frac{15129,708 \text{ ft}^2}{168,861 \text{ ft}^2} = 89,599$$

Por tanto para la corriente de tolueno, la zona de radiación tendrá un número de tubos igual a 90.

Corriente de Hidrógeno/Metano

Análogamente como se ha hecho en este último apartado con la corriente de tolueno, se procede a hacer lo propio con esta corriente.

En modo resumen, se expondrán los datos en una tabla:

Tabla A.6.8. Parámetros de la zona de radiación de la corriente Hidrógeno/Metano

Corriente de Hidrógeno/Metano	Valor
Fracción de calor, R	0,575
Calor liberado, Q_{liberado}	42070,906 kJ/s
Calor cedido zona radiación, Q_R	24190,771 kJ/s
Área refractaria, A_R	766,843 ft ²
Longitud horno, L	60 ft
Díámetro exterior tubo, D_O	8,625 in (0,719 ft)
Área de 1 tubo, $A_{1 \text{ tubo}}$	135,481 ft ²
Nº de tubos zona radiación	61

Al final del este apartado de cálculo de la zona radiactiva, se explicará cómo se disponen todos los tubos en el horno.

6.8.4. Método de Lobo y Evans

Todo lo que hasta ahora ha sido calculado está basado en la suposición de que el flujo de calor de la zona radiante fuese 10000

$Btu/h \cdot ft^2$. Por ello se intenta, de una forma iterativa, que lo que a continuación se calcule, dé como resultado ese flujo de calor inicial.

Para ello se recurre al método de *Lobo-Evans*. El flujo de calor transmitido por radiación en la cámara de combustión, desde los gases calientes a temperatura T_g a los tubos a temperatura T_m se calcula en base al área de los tubos para la transferencia de calor por radiación entre dos cuerpos a distintas temperaturas. Para esto es necesario simplificar la geometría del sistema recurriendo al método de *Lobo-Evans*, por el cual se sustituye la superficie tubular por un área plana ficticia, A_{cp} , denominada área del plano frío, que es la superficie de un plano de igual capacidad de absorción de energía radiante. Es decir, los gases calientes se consideran como un cuerpo radiante y los tubos como un plano frío de absorción de radiación.

Este método es una base simplificada de diseño, que conviene acotar con la mayor claridad posible:

- Para hornos tipo *caja* o *cabina*, se considera iguales las temperaturas del gas dentro de la cámara u hogar y de los humos saliendo del mismo.
- El método sólo permite determinar un valor medio de la velocidad de transferencia de calor en la zona radiante suponiendo una temperatura uniforme de la pared de los tubos.
- El movimiento de los gases alrededor de los tubos se considera en los coeficientes de transmisión de calor por convección.
- El calor cedido por unidad de volumen ha de ser inferior a $16000 Btu/hr \cdot ft^2$ para combustibles gaseosos.
- Sólo se abarcan seis casos de relación entre dimensiones de la cámara, para los que se podrá obtener el valor de la longitud del rayo radiante. (Véase las relaciones entre dimensiones en la **tabla A.6.9** del presente anexo).

Se han de solucionar varias ecuaciones simultáneamente. Por eso se sigue un proceso iterativo donde se dividirán las variables en tres grupos: explícitas, intermedias e implícitas.

El proceso a seguir en el cálculo es el siguiente:

1. Establecer los valores de las variables explícitas, que son las que se determinarán de forma directa. Hay algunas variables ya conocidas y otras por conocer.
2. Utilizar la **figura A.11.5** del **anexo 11** para estimar la fracción absorbida en zona radiante, R .
3. Calcular el área requerida en los tubos de la zona radiante.
4. Estimar el área del plano frío del banco de tubos, A_{cp} .
5. Calculado A_{cp} , hallar las dimensiones del horno y longitud media del rayo radiante.
6. Estimar la temperatura de los gases del horno, T_g , utilizando la ecuación propia a los combustibles gaseosos y sustituyendo el valor de R conocido en el punto 2 de este guión.
7. Tomar el valor de T_g para calcular la emisividad de los gases y el factor de intercambio, F , utilizando las **figuras A.6.3. y A.6.4.** respectivamente. Calcular el factor corregido, F_S .
8. Utilizar la **figura A.6.5** para estimar $Q_R/\alpha A_{cp} F_S$
9. Calcular un nuevo valor de R .
10. Recalcular el valor de q y compararlo con el valor inicial.

Corriente de Tolueno

Como se introdujo, hay variables explícitas que se conocen porque han sido ya calculadas para el caso de la corriente de tolueno y otras que en este apartado se calcularán. Estas son las que siguen:

Variables explícitas conocidas:

- Tipo de combustible: gaseoso (gas natural)
- Porcentaje de exceso de aire: $ex_{aire} = 10\%$
- Relación aire-combustible: $G = 17,17$
- Diámetro nominal tubo de la zona radiante: $D_{nom} = 10 \text{ in}$
- Temperatura del fluido a calentar a la entrada, $T_{ent} = 584,6 \text{ }^\circ\text{F}$
- Calor total liberado por el combustible a la corriente de tolueno:
 $Q_{Lib} = 77114,469 \text{ kJ/s}$

Variables explícitas no conocidas:

- Temperatura de la superficie del metal: T_m
- Presión parcial de CO_2 y H_2O : P
- Factor de plano frío: α
- Flujo de energía radiante, q . (Esta variable será hallada cuando tanto las variables explícitas, intermedias e implícitas lo estén).

Se calcula a continuación dichas variables no conocidas. En primer lugar se comenzará por conocer la temperatura del metal:

La temperatura de la superficie exterior de la tubería depende de la temperatura del fluido que circula por el interior del tubo, el coeficiente de película interno, la resistencia de la pared y el flujo de calor en la sección radiante. Pero un valor razonable de la temperatura de la superficie metálica se puede estimar sumando $150 \text{ }^\circ\text{F}$ (65°C) a la máxima temperatura del fluido a calentar. La máxima temperatura es la de salida que son $1295,6 \text{ }^\circ\text{F}$ ($702 \text{ }^\circ\text{C}$).

$$T_m = T_{m\acute{a}x,fluido} + 150 \text{ }^\circ\text{F} \quad [\text{A. 6.29}]$$

$$T_m = 1295,6 \text{ }^\circ\text{F} + 150 \text{ }^\circ\text{F} = 1445,6 \text{ }^\circ\text{F}$$

La segunda de las variables a conocer es la presión parcial de los gases CO₂ y H₂O, productos de la combustión del gas natural. El valor de esta presión se determina con la siguiente ecuación:

$$P = 0,29067 - 0,0029654 \cdot ex_{aire} + 2,72 \times 10^{-5} \cdot ex_{aire}^2 - 1,175 \times 10^{-7} ex_{aire}^3$$

[A. 6.30]

Se sustituye el valor del exceso de aire, siendo este un 10%.

$$P = 0,29067 - 0,0029654 \cdot 0,1 + 2,72 \times 10^{-5} \cdot 0,1^2 - 1,175 \times 10^{-7} 0,1^3$$
$$P = 0,29 \text{ atm}$$

La tercera de las variables es el factor de plano frío, α . El método de Lobo-Evans considera los tubos como un plano frío de absorción de radiación y este factor se aplica a dicha área para corregir el espaciado entre filas de tubos. En este caso habrá dos filas de tubos en la zona de radiación, por lo que α se determinará gráficamente.

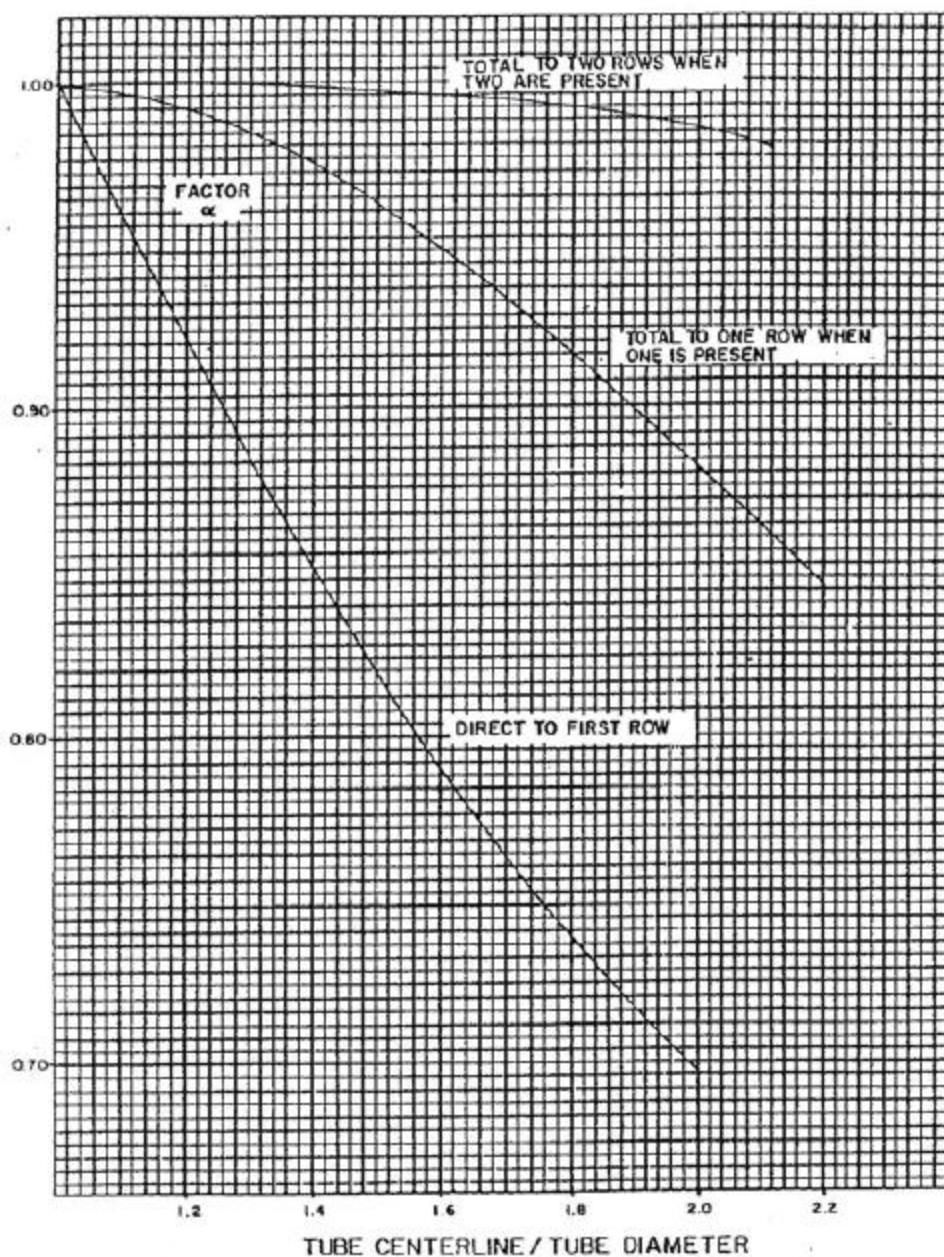


Fig. A.6.2. Eficiencia de la absorción de bancos de tubos

En la abscisa de esta figura se encuentra una relación entre la distancia de centro a centro de los tubos, denotada como C y el diámetro externo del tubo, D_o .

El parámetro C se determina a partir de la siguiente expresión:

$$C = 2 \cdot D_{nom} = 2 \cdot 10 \text{ in} = 20 \text{ in} \quad [A. 6.31]$$

Por tanto, la relación entre ambas dimensiones es:

$$\frac{C}{D_o} = \frac{20}{10,75} = 1,86 \quad [A. 6.32]$$

Recurriendo a la figura de la página anterior y sabiendo que son dos filas de tubos las que se disponen en el horno, el factor de plano frío tiene un valor de:

$$\alpha = 0,99$$

Halladas las variables explícitas, se continúa con las variables intermedias. Estas variables se fijan tras estimar la superficie requerida en la zona radiante. Son fijas en el proceso iterativo, pero se pueden cambiar para repetir cálculos.

Variables intermedias conocidas

- Área refractaria: $A_R = 15129,708 \text{ ft}^2$

Variables intermedias no conocidas

- Dimensiones de la cámara radiante: L, H, W
- Longitud media del rayo radiante: L_{rayo}
- Área del plano frío del banco de tubos: A_{cp}

Las dimensiones del horno en la zona radiante no son conocidas, pero antes si se determinó la longitud de los tubos:

$$L = 60 \text{ ft}$$

Para determinar la altura y la anchura del horno a diseñar, se toma en consideración una de las cuatro relaciones que se aplican a este tipo de horno (*caja*). Esta relación viene dada por la siguiente tabla:

Tabla A.6.9. Dimensiones del horno (largo, ancho y alto)

Hornos rectangulares
<u>Dimensiones en orden creciente</u>
1-1-1 a 1-1-3
1-1-2 a 1-2-4
1-1-4 a 1-1-∞
1-2-5 a 1-2-∞
1-3-3 a 1-3-∞

Las relaciones pueden tomarse en cualquier orden. La relación escogida para el horno tipo *caja con doble cámara* es:

$$1-2-4$$

Por tanto, la altura y la anchura serán:

$$\text{Altura: } H = 30 \text{ ft}$$

$$\text{Anchura: } W = 15 \text{ ft}$$

Los tubos montados en la pared deben estar al menos a 4 *in* de la pared interior o 1,5 veces el diámetro nominal tomándose el mayor de los dos valores.

El diámetro nominal de los tubos más grandes es en este caso de 10 *in*, por lo que la separación del tubo a la pared será de 1,5 veces este diámetro, que es una distancia mayor:

$$\text{Separación pared} = 15 \text{ in}$$

Una de las dimensiones implícitas que se consideran es la longitud media del rayo radiante, este depende directamente las dimensiones del horno y de las relaciones entre ellas como se aprecia en la siguiente tabla:

Tabla A.6.10. Longitud media rayo radiante

Hornos rectangulares	
<u>Dimensiones en orden creciente</u>	<u>Longitud media rayo radiante</u>
1-1-3 a 1-1-3 1-1-4 a 1-2-4	$2/3(Vol\ Horno)^{1/3}$
1-1-4 a 1-1-∞	1 x dimensión menor
1-2-5 a 1-2-∞	1,3 x dimensión menor
1-3-3 a 1-3-∞	1,8 x dimensión menor

Por tanto como la relación de diseño que el horno dispondrá es de 1-2-4, la ecuación del rayo radiante se corresponde a:

$$L_{rayo} = 2/3(Vol\ Horno)^{1/3} \quad [A. 6.33]$$

$$L_{rayo} = 2/3(L \cdot H \cdot W)^{1/3} = \frac{2}{3} \cdot \sqrt[3]{60 \cdot 30 \cdot 15} = 20\ ft$$

La última de las variables intermedias es el área del plano frío para el banco de tubos. Ésta representa el área del plano de tubos que configuran el plano frío de absorción de radiación. La ecuación que muestra este valor es la que sigue:

$$\frac{A_t}{\alpha \cdot A_{cp}} = \frac{\pi \cdot \frac{D_0}{D_{nom}}}{2 \cdot \alpha} \quad [A. 6.34]$$

Donde:

A_t : Área exterior de los tubos (ft^2)

α : Factor de plano frío

D_0 : Diámetro exterior de tubo (in)

D_{nom} : Diámetro nominal (in)

El área exterior total de los tubos es:

$$A_t = \pi \cdot D_o \cdot L \cdot n^{\circ} \text{ tubos} \quad [A.6.35]$$

$$A_t = \pi \cdot \frac{10,75 \text{ in}}{12} \cdot 60 \text{ ft} \cdot 90 \text{ tubos} = 15197,454 \text{ ft}^2$$

Despejando en la **ecuación A.6.34** y sustituyendo:

$$A_{cp} = \frac{2 \cdot A_t}{\pi \cdot \frac{D_o}{D_{nom}}} = \frac{2 \cdot 15197,454 \text{ ft}^2}{\pi \cdot \frac{10,75 \text{ in}}{10 \text{ in}}} = 9000 \text{ ft}^2$$

Éste es el área que tendrían los tubos si se consideraran un plano frío que absorbiera la radiación proveniente del flujo de calor radiante.

Hasta aquí se han hallado ya todas las variables explícitas e intermedias del proceso. A continuación se determinarán las últimas de las variables, las implícitas, que son las que se obtienen de la resolución simultánea de las ecuaciones.

Variables implícitas no conocidas:

- Temperatura de los gases del horno: T_g
- Emisividad del gas
- Factor de intercambio: F
- Nueva fracción absorbida en la zona radiante: R

La primera de las variables implícitas es la temperatura de los gases del horno, T_g , que es la temperatura de los gases de combustión a la entrada de la sección de choque. Esta zona es el inicio de la zona de convección o salida de la zona de radiación. Se puede calcular la temperatura de los gases que salen de la sección de radiación utilizando las mismas ecuaciones que se utilizan para la eficiencia total del horno quedando, para un combustible gaseoso como:

$$T_g = \left\{ \frac{0,98 - R}{9,25 \times 10^{-5} \cdot \left(1 + \frac{ex_{aire}}{100}\right)^{0,748}} \right\}^{1/1,128} \quad [A. 6.36]$$

Donde:

T_g : Temperatura de los gases de salida de la zona radiante ($^{\circ}F$)

R : Fracción de calor liberado que es absorbido en la zona radiante.

ex_{aire} : Porcentaje de exceso de aire

Sustituyendo los correspondientes valores y recordando que el valor de R es calculado en el **apartado 6.8.1** del presente anexo, se calcula la temperatura de salida de los gases en la zona de radiación.

$$T_g = \left\{ \frac{0,98 - 0,575}{9,25 \times 10^{-5} \cdot \left(1 + \frac{10}{100}\right)^{0,748}} \right\}^{1/1,128} = 1587,326 \text{ } ^{\circ}F$$

La segunda de las variables es la emisividad del gas. La emisividad de los gases calientes en el horno depende del volumen de la cámara, de la presión parcial de CO_2 y H_2O , de la longitud media del rayo radiante y de la temperatura de equilibrio del gas en la sección radiante. Esta temperatura es la temperatura después de que la llama ha dado todo su calor a los tubos, es decir, es la temperatura a la que entran los gases en los tubos de choque de la sección de convección, T_g .

La emisividad del gas se determina gráficamente a partir de la siguiente figura:

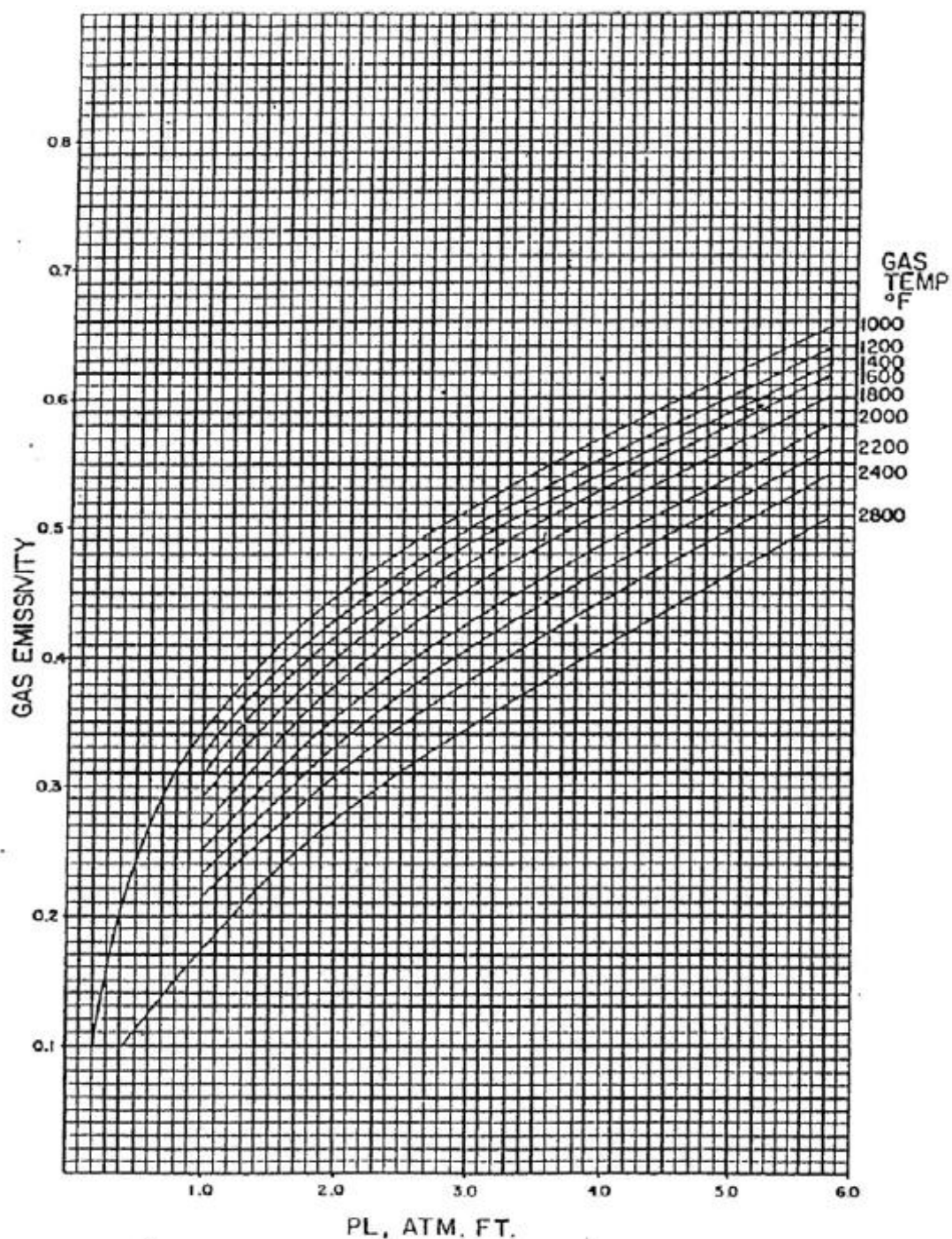


Fig. A.6.3. Emisividad de los gases de combustión.

Como se observa, en las abscisas, se busca el producto de la presión parcial, P y de la longitud media del rayo radiante, $P \cdot L_{\text{rayo}}$ y en ordenada se busca la emisividad a partir de las curvas de temperatura de equilibrio.

Dicho producto es:

$$P \cdot L_{rayo} = 0,29 \text{ atm} \cdot 20 \text{ ft} = 5,814 \text{ atm} \cdot \text{ft}$$

Y la temperatura de equilibrio se halló anteriormente:

$$T_g = 1587,326 \text{ }^\circ\text{F}$$

Por tanto, la emisividad del gas determinada por la gráfica es:

$$\text{Emisividad del gas} = 0,62$$

Estudiada la emisividad, hay que seguir con otro de los parámetros, el factor de intercambio F , que también es representado gráficamente y depende de la emisividad y de la siguiente relación:

$$\frac{A_R}{\alpha \cdot A_{cp}} = 1,698$$

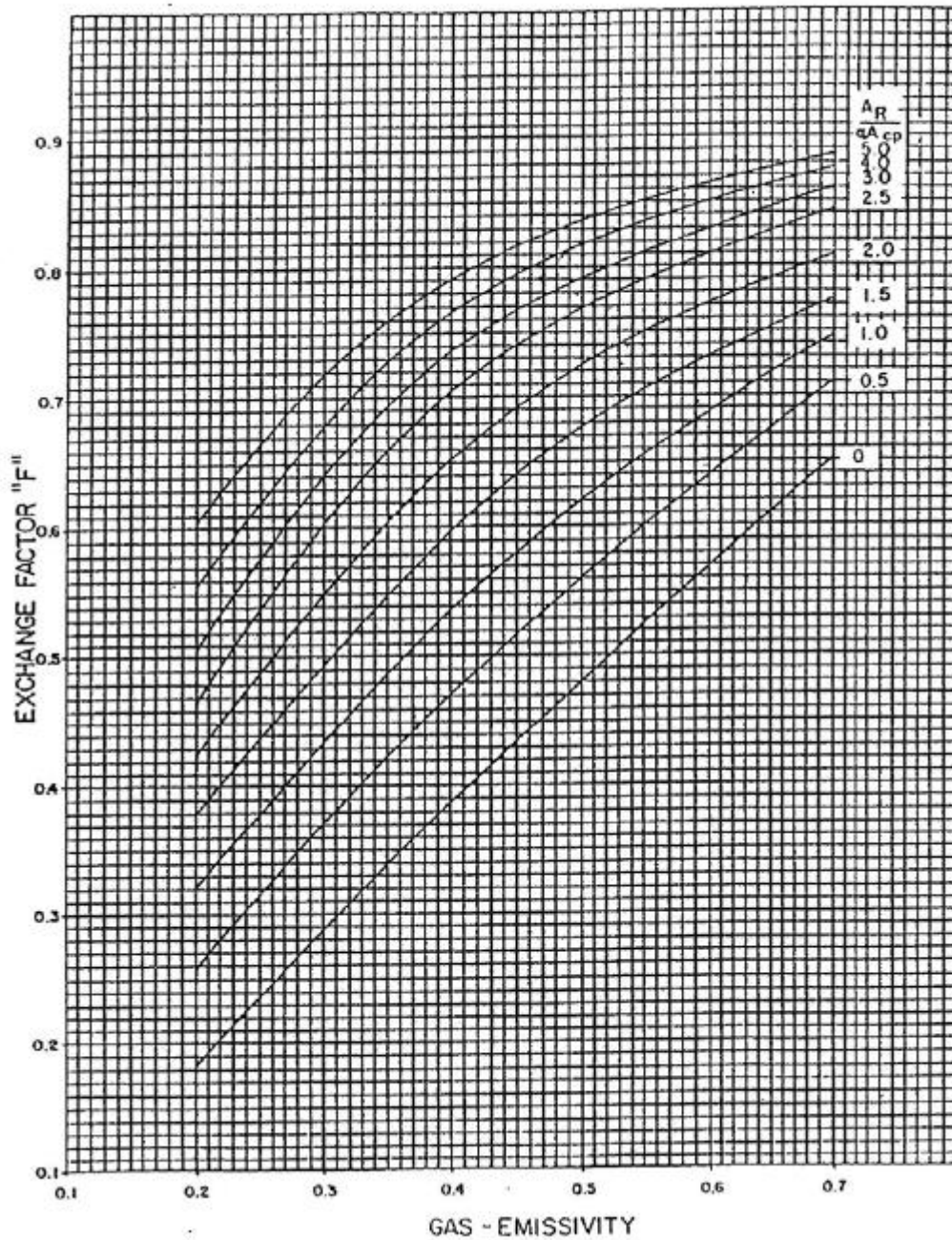


Fig. A.6.4. Factor de intercambio, F (DEI, Universidad de Salamanca)

El factor de intercambio que se obtiene es:

$$F = 0,75$$

Este factor da la fracción de calor disponible por radiación de la llama que realmente se absorbe por la superficie fría de los tubos. Pero este factor debe ser corregido para obtener el valor F_S según la ecuación:

$$F_S = \frac{F}{(1 + 0,111 \cdot F)} \quad [A. 6.37]$$

$$F_S = \frac{0,75}{(1 + 0,111 \cdot 0,75)} = 0,69$$

Conocidas estas tres variables implícitas, se está en disposición de conocer el valor de la fracción de calor absorbida en la zona de radiación, R . Para conocerlo, es necesario estudiar previamente el calor total de absorción en la zona de radiación. Este término depende de dos temperaturas: la temperatura de equilibrio, T_g , y la temperatura de pared del tubo, T_m ; ambas halladas anteriormente:

$$T_g = 1587,326 \text{ °F}$$

$$T_m = 1445,6 \text{ °F}$$

Según la siguiente figura, estas temperaturas darán a conocer una relación con la que posteriormente se obtendrá la fracción nombrada.

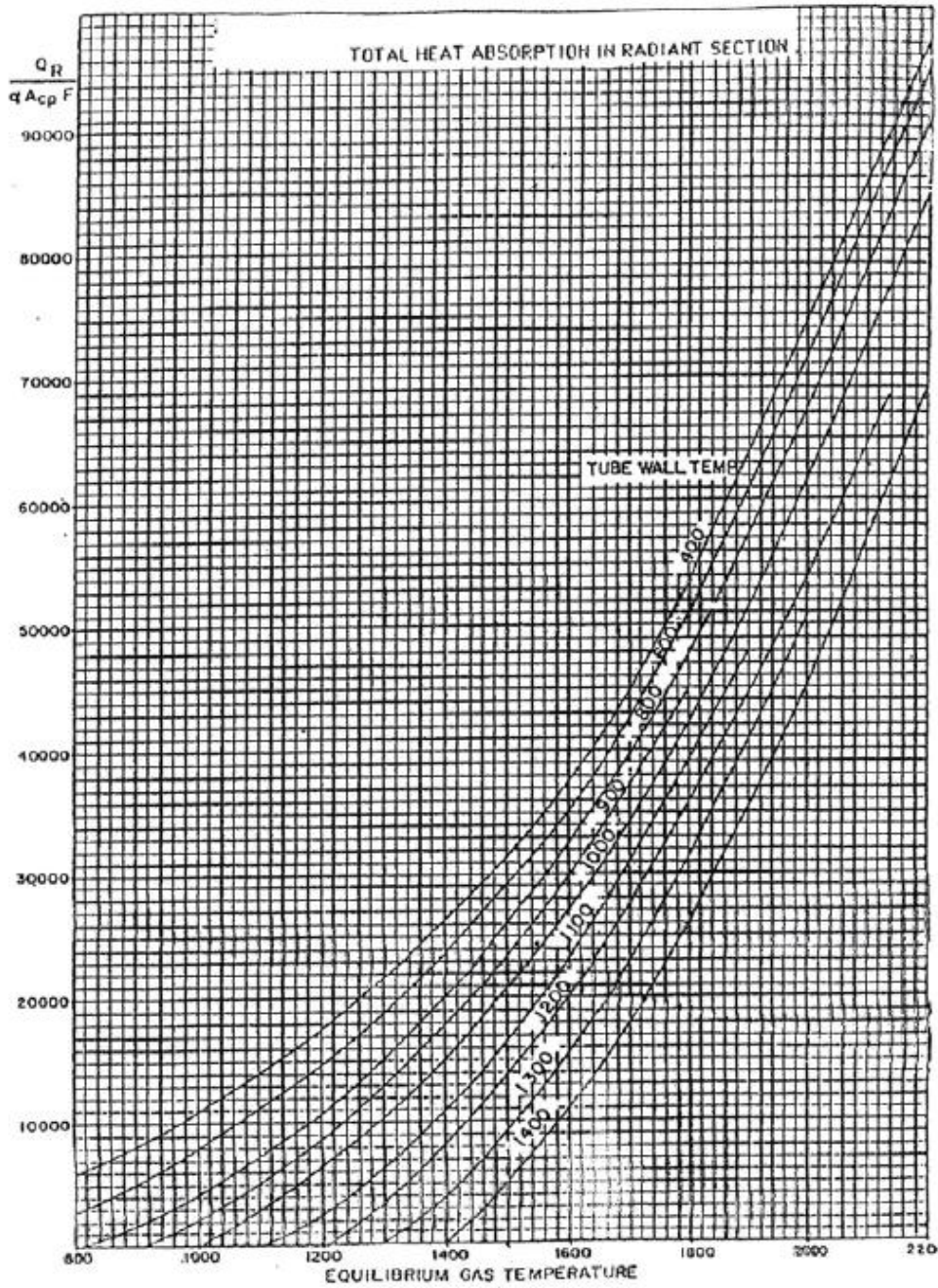


Fig. A.6.5. Calor total de radiación en la zona de radiación

Con el resultado de la intersección de los valores de las temperaturas, la relación en el eje de ordenadas es de:

$$\frac{Q_R}{\alpha \cdot A_{cp} \cdot F_S} = 8000 \frac{Btu}{h \cdot ft^2}$$

Dada esta relación, se puede despejar Q_R y, sustituyendo los valores del resto de parámetros, se puede calcular su valor:

$$Q_R = 8000 \cdot \alpha \cdot A_{cp} \cdot F_S = 8000 \frac{Btu}{h \cdot ft^2} \cdot 0,99 \cdot 9000 ft^2 \cdot 0,69$$

$$Q_R = 49,351 \times 10^6 \frac{Btu}{h} = 14463,5 \frac{kJ}{s}$$

Una vez que se tiene el valor de Q_R se pueden calcular el último término de las variables implícitas. Este parámetro servirá para comprobar los términos inicialmente supuestos. Primeramente, él mismo, es decir, la fracción de calor absorbida, R , y por consiguiente el flujo de energía radiante, q , que es el término con el que se partió.

El valor de R se puede calcular con la siguiente expresión:

$$R_{calc} = \frac{Q_R}{Q_{lib}} = \frac{14463,5 \frac{kJ}{s}}{77114,469 \frac{kJ}{s}} = 0,187 \neq 0,575 \quad [A. 6.38]$$

Este valor no es igual al que anteriormente se halló en el *apartado 6.8.1.* ($R=0,575$), pues se estimó un valor del flujo de energía radiante, que si se calcula ahora, evidentemente no coincidirá con el inicialmente supuesto. Para comprobarlo, se utiliza la siguiente expresión:

$$q_{calc} = \frac{Q_R}{A_t} = \frac{Q_R}{\pi \cdot D_o \cdot L \cdot n^{\circ} \text{ tubos}} \quad [A. 6.39]$$

$$q_{calc} = \frac{49,351 \times 10^6 \frac{Btu}{h}}{\pi \cdot 0,896 ft \cdot 60 ft \cdot 90} = 3247,352 \frac{Btu}{h \cdot ft^2}$$

$$q_{calc} < q_{inicial} = 10000 \frac{Btu}{h \cdot ft^2}$$

El flujo de energía radiante es inferior al supuesto inicialmente. Esto lleva a realizar la iteración que se comentaba al inicio del diseño de esta zona de radiación. Se procede entonces a realizar de nuevo todos los cálculos hasta que el valor de la energía radiante coincida con el inicial.

El procedimiento iterativo a seguir ahora es el que sigue:

1. Como el valor de $q_{inicial} > q_{calc}$ éste es necesario aumentarlo y ello se consigue aumentando el valor de la temperatura de equilibrio o lo que es lo mismo, el valor de la temperatura de salida de la zona de radiación, T_g .
2. De la **figura A.6.5.** se determina una nueva relación $Q_R/\alpha \cdot A_{cp} \cdot F_S$, pues la temperatura del metal de los tubos se mantiene igual. Se debe de tener en cuenta, que al modificar la temperatura de equilibrio, la emisividad y el factor de intercambio han de recalcularse. De dicha relación se calcula el nuevo valor de Q_R , el calor absorbido por la zona de radiación.
3. Como el valor del calor liberado (Q_{lib}) se mantiene constante, se puede hallar la fracción de calor, R , por la **ecuación A.6.38.**
4. Finalmente, utilizando estos nuevos valores, se debe calcular el nuevo flujo de energía radiante, q , utilizando la última de las ecuaciones, la **ecuación A.6.39.** hasta que el valor de este sea cercano a $q = 10000 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2$.

Este procedimiento, se repetirá tantas veces como sea necesario hasta que el valor de R y q sean cercanos a los valores inicialmente supuestos.

Si en el supuesto caso de que $q_{calc} > q_{inicial}$ se debe ir corrigiendo la temperatura de equilibrio a valores menores.

Tras varias iteraciones, se disponen los datos en la siguiente tabla:

Tabla A.6.11. Resultados de la iteración para la corriente de tolueno

Corriente Tolueno	Zona Radiación
T_g	1850 °F
T_m	1445,6 °F
$Q_R/\alpha \cdot A_{cp} \cdot F_S$	26000 Btu/h.ft ²
emisividad	0,6
F	0,74
F_s	0,68
Q_R	$1,58 \times 10^8$ Btu/h
$Q_{liberado}$	$2,631 \times 10^8$ Btu/h
R	0,602
q	10423,858 Btu/h.ft ²

Hasta aquí se han calculado todas las variables para la corriente de tolueno, pero no se debe olvidar que la corriente de hidrógeno y metano, al tener un caudal diferente, los resultados varían. Para no volver este anexo tan espeso, se procede a realizar una tabla con los resultados de los calculados realizados para dicha corriente.

Tabla A.6.12. Variables del cálculo del método de Lobo-Evans para la corriente de Hidrógeno/Metano

Variables explícitas	
Tipo de combustible	gaseoso (gas natural)
$e_{x_{aire}}$	10%
Relación aire-combustible, G	17,17
D_{nom}	8 in (203,2 mm)
C	16 in
T_{ent}	584,6 °F
Q_{Lib}	42070,906 kJ/s
T_m	1445,6 °F
Presión parcial de CO ₂ y H ₂ O: P	0,29 atm
α	0,99

Tabla A.6.12. Continuación

Variables intermedias	
A_R	8254,230 ft^2
L	60 ft
H	30 ft
W	15 ft
L_{rayo}	20 ft
A_{cp}	4880 ft^2
Variables implícitas	
T_g	1850 $^{\circ}F$
$Q_R/\alpha \cdot A_{cp} \cdot F_S$	26000 $Btu/h \cdot ft^2$
emisividad	0,6
F	0,74
F_s	0,68
Q_R	$8,462 \times 10^7$ Btu/h
$Q_{liberado}$	$1,435 \times 10^8$ Btu/h
R	0,598
q	10393,643 $Btu/h \cdot ft^2$

Como se aprecia, se ha conseguido que para ambas corrientes el flujo de energía radiante sea lo suficientemente próximo al supuesto inicialmente. Por lo que se da por satisfecha ambas iteraciones.

6.9. Diseño de la sección de convección

Se procede ahora al diseño de la sección de convección. La sección de convección comprende dos secciones bien diferenciadas, la parte de los tubos de choque (desnudos), que son los tubos que separan la zona de radiación de la de convección, y los tubos con aletas.

La sección de convección tiene varias temperaturas puestas en juegos. En la **figura A.6.6**, se aprecian todas ellas, tanto para los gases de combustión como para los fluidos a calentar.

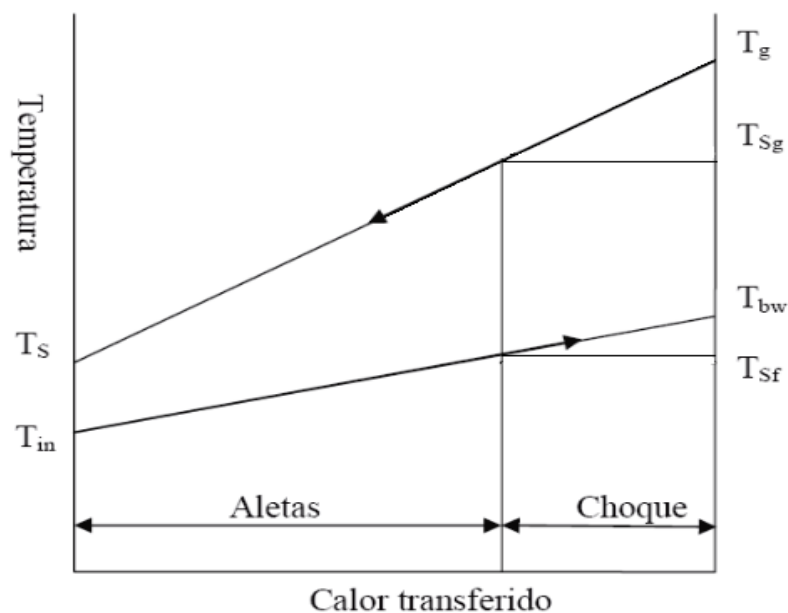


Fig. A.6.6. Diagrama de temperaturas en la sección de convección

Donde:

T_g : Temperatura de los gases a la entrada de la sección de choque

T_{sg} : Temperatura de los gases a la salida de la sección de choque

T_s : Temperatura de los gases en la entrada de la chimenea

T_{in} : Temperatura de entrada del fluido a calentar

T_{sf} : Temperatura del fluido a la entrada de la sección de choque

T_{bw} : Temperatura del fluido a la entrada de la zona de radiación

A continuación, se procederá a calcular algunas de estas temperaturas y conocer el calor absorbido en toda la zona de convección con la misma dinámica que se hizo anteriormente, diferenciando ambas corrientes, tanto la de tolueno como la de hidrógeno y metano.

Del punto anterior se conoce el valor de T_g y la fracción absorbida en la zona radiante R , ambos datos idénticos para las dos corrientes, por lo que la fracción absorbida en la zona de convección es:

$$R_C = Eff - R \quad [A. 6.40]$$

Sustituyendo el valor de la eficiencia energética y de la fracción absorbida en la zona de radiación:

$$R_C = 0,70 - 0,602 = 0,097$$

Por otro lado, la temperatura del fluido calentado que abandona los tubos de choque y entra en la zona radiante es la temperatura puente (bridgewall), T_{bw} . Esta temperatura depende del proceso de calentamiento y es difícil de calcular manualmente. Una buena estimación con la que se puede obtener es la siguiente expresión:

$$T_{bw} = T_{in} + (T_{out} - T_{in}) \cdot \frac{R_C}{R + R_C} \quad [A. 6.41]$$

Donde:

T_{in} : Temperatura de entrada del fluido a calentar

T_{out} : Temperatura del fluido a la salida del horno

Sustituyendo las temperaturas y las fracciones de calor de cada zona del horno se obtiene un valor para la temperatura de los fluidos a la entrada de la zona radiante:

$$T_{bw} = 580 + (975 - 580) \cdot \frac{0,097}{0,602 + 0,097} = 634,78 \text{ K (683,2 } ^\circ\text{F)}$$

6.9.1. Diseño de los tubos de choque

Las primeras dos o tres filas de tubos del banco convectivo, son los tubos de choque. Estos tubos, están normalmente orientados en una distribución triangular, y protegen al resto de tubos de la radiación directa proveniente del hogar.

Son lisos debido a que están expuestos a una alta densidad de flujo de calor. La transferencia de calor en esta zona tiene lugar principalmente por convección, aunque se debe considerar también el efecto de radiación desde los gases calientes que circulan a través del banco y la que reciben desde las paredes de la zona convectiva.

Para empezar con el diseño se debe decidir en primer lugar, cuántas filas de tubos de choque se dispondrán en el horno. Para el presente diseño, se eligen 2 filas.

Para continuar con los cálculos se debe hacer las diferencias entre las dos corrientes.

Corriente de Tolueno

El diámetro elegido para este banco de tubos es el mismo que el tomado para los tubos de la zona radiactiva, por tanto, el diámetro de estos tubos es:

$$D_o = 10,75 \text{ in } (0,833 \text{ ft})$$

De la misma manera que en la sección de radiación, los tubos se colocan horizontalmente, por lo que su longitud se mantendrá igual:

$$L = 60 \text{ ft}$$

El número de tubos que esta sección comprende depende del ancho que la sección de convección tenga. Se elige un ancho de 10 *ft*. El número de tubo se calcula con la siguiente expresión:

$$N_{\text{tubos}} = \frac{W}{C} \quad [A. 6.42]$$

Donde:

C : Distancia de centro a centro de cada tubo.

W : Ancho zona de convección, 10 *ft*.

Siendo:

$$C = 2 \cdot D_{nom} = 2 \cdot 10 \text{ in} = 20 \text{ in} (1,67 \text{ ft})$$

Sustituyendo en la ecuación anterior:

$$N_{tubos} = \frac{10 \text{ ft}}{1,67 \text{ ft}} = 6 \text{ tubos}$$

Este número de tubos sería los que contiene una fila. Como se van a establecer dos, en la primera de ellas se dispondrán 3 tubos y en la segunda otros 3, colocados en disposición tresbolillo. Se reservará el resto de la sección para los tubos de coche de la corriente de hidrógeno y metano.

Además se ha tenido en cuenta que la separación de los tubos de la zona de convección con la pared es por norma de 6 *in*.

Se determina el área neta libre para circulación de gas alrededor de los tubos de choque desnudos a partir de la siguiente expresión:

$$N_{fas} = N_t \cdot L_{tubo} \cdot (C - D_o) \quad [A. 6.43]$$

N_{fas} : Área neta libre para la circulación de gas alrededor de los tubos de choque (ft^2)

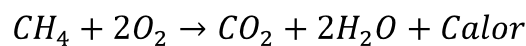
N_t : Número de tubos en una fila horizontal

L_t : Longitud de los tubos de convección (*ft*)

Sustituyendo los datos, se obtiene el valor del área libre que los gases de combustión tienen para atravesar los tubos de choque.

$$N_{fas} = 3 \cdot 60ft \cdot \frac{(20 - 10,75)in}{12} = 138,75 ft^2 (12,89 m^2)$$

Otro de los parámetros que deben calcularse para esta sección es la velocidad másica de los gases de combustión en torno a los tubos. Los gases productos de la combustión del gas natural son el dióxido de carbono, el vapor de agua y el exceso de aire que acompaña a estos. Recordando que la reacción de combustión que tiene lugar es:



El caudal másico de combustible hallado en el **apartado 6.6.1**. es de:

$$W_{metano} = 1,542 \frac{kg}{s}$$

Para calcular su caudal molar sólo se ha de dividir por el peso molecular del metano:

$$m_{metano} = \frac{1,542 \frac{kg}{s}}{16 \frac{kg}{kmol}} = 0,096 \frac{kmol}{s}$$

Por estequiometria se pueden hallar los caudales másicos de gases de combustión. El caudal molar del CO₂ es el mismo que para el metano, y el caudal molar del H₂O es el doble que este último. Si estos se multiplican por sus correspondientes pesos moleculares y se suman, se obtiene el caudal másico total de los gases de combustión.

$$W_{CO_2} = 0,096 \frac{kmol}{s} \cdot \frac{44 kg}{kmol} = 4,241 \frac{kg}{s} \quad [A. 6.44]$$

$$W_{H_2O} = 2 \cdot 0,096 \frac{kmol}{s} \cdot \frac{18 kg}{kmol} = 3,470 \frac{kg}{s} \quad [A. 6.45]$$

$$W_{gases\ comb} = W_{CO_2} + W_{H_2O} \quad [A. 6.46]$$

$$W_{gases\ comb} = 4,241 \frac{kg}{s} + 3,470 \frac{kg}{s} = 7,711 \frac{kg}{s}$$

Por otro lado, se tiene que el caudal de aire utilizado era:

$$m_{Aire} = 0,918 \text{ kmol/s}$$

Añadiéndole el 10% de exceso:

$$m_{Aire\ exceso} = 1,1 \cdot 0,918 \text{ kmol/s} = 1,010 \text{ kmol/s}$$

Y multiplicando esta cantidad por su peso molecular:

$$W_{Aire} = 1,010 \frac{\text{kmol}}{s} \cdot \frac{28,84 \text{ kg}}{\text{kmol}} = 29,124 \frac{\text{kg}}{s} \quad [A. 6.47]$$

Si se suma todos estos caudales máxicos, lo que se obtiene es la cantidad de gases total que rodearan los tubos de choque del horno y su velocidad másica vendrá dada por el resultado de dividir este caudal por el área libre de estos tubos antes calculada:

$$G_{gases\ tubos\ choque} = \frac{W_{gases\ comb} + W_{aire}}{N_{fas}} \quad [A. 6.48]$$

Sustituyendo cada valor se obtiene el primero de los objetivos, la velocidad másica:

$$G_{gases\ tubos\ choque} = \frac{7,711 \frac{kg}{s} + 29,124 \frac{kg}{s}}{14,864 \text{ m}^2} = 2,858 \frac{kg}{s \cdot \text{m}^2}$$

Expresando este resultado en el sistema anglosajón, se tiene:

$$G_{\text{gases tubos choque}} = 0,585 \frac{\text{lb}}{\text{s} \cdot \text{ft}^2}$$

Corriente de Hidrógeno/Metano

Ahora se hará lo propio con este caudal. Además de poner los resultados, se mostrará como resumen los correspondientes a los ya calculados de la corriente de tolueno y se presentarán los resultados totales utilizados en el horno:

Tabla A.6.13. Dimensiones y caudales de los tubos de choque

Corriente	Tolueno	Hid/Met	Total
D _O (in)	10,75	8,625	-
L (ft)	60	60	-
Ancho, W (ft)	5,5	4,5	10
N _{tubos} (1ª fila)	3	4	7
N _{tubos} (2ª fila)	3	4	7
N _{tubos total}	6	8	14
N _{fas} (ft ²)	138,75	147,5	-
W _{combustible} (kg/s)	1,542	0,841	2,384
W _{gas comb} (kg/s)	7,711	4,207	11,918
W _{aire} (kg/s)	29,124	15,889	45,012
W _{total} (kg/s)	36,835	20,096	56,931
G _{gases tubos choque} (lb/s·ft ²)	0,585	0,300	0,885

6.9.1.1. Transmisión de calor en los tubos de choque

Conocidos estos datos físicos, se procede a calcular el calor transferido en la zona de choque. Este es producto de una iteración que se explicará a más adelante.

La fracción de calor que se transfiere a la zona de tubos de choque se denota como R_{c_c} . Este valor no se conoce, por ello se supone una fracción la cual se comprobará posteriormente.

Se parte entonces de dicha fracción de un 3%.

$$R_{cc} = 0,03$$

Para calcular la transferencia de calor por convección se hace uso de las mismas expresiones que se hicieron para los intercambiadores de calor. El flujo de calor que se transfiere desde los gases de combustión hasta el fluido por el interior de los tubos es cruzado, ya que los tubos se disponen horizontalmente. Por tanto, para expresar la transferencia de calor se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q_s = U_o \cdot A_o \cdot LMTD \quad [A. 6.49]$$

Donde:

Q_s : Velocidad de transferencia de calor ($Btu \cdot h^{-1}$)

U_o : Coeficiente global de transferencia de calor ($Btu \cdot h^{-1} \cdot ft^{-2} \cdot ^\circ F^{-1}$)

A_o : Área exterior los tubos de choque (ft^2)

$LMTD$: Diferencia de temperatura media logarítmica entre los fluidos ($^\circ F$).

A continuación se irán explicando cada uno de estos términos por separado.

Empezando por el término de la temperatura media logarítmica, éste es función de las temperaturas de entrada y salida de los gases en la zona de choque y de los fluidos por el interior de los tubos de dicha zona. Se puede expresar con la siguiente ecuación:

$$LMTD = \frac{(T_g - T_{bw}) - (T_{sg} - T_{sf})}{\ln \left(\frac{(T_g - T_{bw})}{(T_{sg} - T_{sf})} \right)} \quad [A. 6.50]$$

Donde ya se conocen dos de las temperaturas:

T_g : Temperatura de los gases a la entrada de la zona de choque (1850 °F)

T_{bw} : Temperatura del tolueno a la salida de los tubos de choque (683,2 °F)

Y las otras dos temperaturas hay que calcularlas:

T_{sg} : Temperatura de los gases a la salida de la zona de choque

T_{sf} : Temperatura del fluido a la entrada de los tubos de choque

La primera de ellas, se conocerá con la misma ecuación por la que se conoció T_g , pero teniendo en cuenta la fracción de calor que se transfiere a los tubos de choque.

$$T_{sg} = \left\{ \frac{0,98 - R - R_{Cc}}{9,25 \times 10^{-5} \cdot \left(1 + \frac{ex_{aire}}{100}\right)^{0,748}} \right\}^{1/1,128} \quad [A. 6.51]$$

Como todos los términos son conocidos, se sustituyen directamente:

$$T_{sg} = \left\{ \frac{0,98 - 0,596 - 0,03}{9,25 \times 10^{-5} \cdot \left(1 + \frac{0,10}{100}\right)^{0,748}} \right\}^{1/1,128} = 1387,41 \text{ °F}$$

Para calcular la última de las temperaturas puestas en juego en la zona de choque, se utiliza la siguiente expresión:

$$T_{sf} = T_{in} + (T_{out} - T_{in}) \cdot \frac{R_{CA}}{Eff} \quad [A. 6.52]$$

Donde:

T_{in} : Temperatura de entrada del fluido a calentar (580 K)

T_{out} : Temperatura del fluido a la salida del horno (975 K)

R_{CA} : Fracción de calor absorbida en la zona de convección de tubos con aletas.

Eff : Eficiencia energética del horno (70%)

El término R_{CA} es de momento desconocido y para hallar esta fracción, es necesario utilizar esta expresión:

$$R_{CA} = Eff - R - R_{CC} \quad [A.6.53]$$

$$R_{CA} = 0,70 - 0,596 - 0,03 = 0,067$$

Por tanto, 0,067 es la fracción de calor que los tubos con aletas de la parte de convección absorben.

Conociendo este valor, se puede sustituir éste y el resto de datos en la **ecuación A.6.52.**, hallando así la temperatura del fluido a la entrada de la sección de choque:

$$T_{sf} = 580 + (975 - 580) \cdot \frac{0,067}{0,70} = 617,83 \text{ K (652,69 } ^\circ\text{F)}$$

Conocidas ya la temperatura de los gases a la salida de la zona de choque y la temperatura del fluido a la entrada de los tubos de choque, se sustituyen en la ecuación de la temperatura media logarítmica **A.6.50.**

$$LMTD = \frac{(1850 - 683,2) - (1387,41 - 652,69)}{\ln\left(\frac{1850 - 683,2}{1387,41 - 652,69}\right)} = 934,165 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Conocido este parámetro, se sigue con otro de los términos de la ecuación que expresa la velocidad de la transferencia de calor en la zona de choque **A.6.49.**, el coeficiente global de transferencia de calor U_o .

El calor se transfiere desde los gases de combustión hacia la pared de los tubos de choque por convección, después a través de la pared por conducción y, por último, de la pared hacia el tolueno de nuevo por convección.

Por tanto, esta red de resistencias térmicas contiene dos resistencias a la convección (externa e interna a los tubos) y una a la conducción. Entonces la ecuación para el coeficiente global de transferencia de calor queda:

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + d_o \frac{\ln(d_o/d_i)}{2 \cdot k_m} + \frac{1}{h_{io}} \quad [A. 6.54]$$

En este caso, los subíndices *o* e *i* se refieren a la superficie exterior e interior de los tubos, respectivamente, por su significado en inglés, *in* y *out*. *L* es la longitud de los tubos y *k* es la conductividad térmica del material de los tubos.

Los tubos suele deteriorarse con el paso del tiempo como resultado de la acumulación de depósitos sobre las superficies de transferencia de calor. La capa de depósitos representa una resistencia adicional para la transferencia y provoca una disminución de la misma. El efecto neto de estas acumulaciones se representa por un factor de incrustación *r_d* el cual es una medida de la resistencia térmica introducida por la incrustación.

Este factor depende de la temperatura de operación, de la velocidad de los fluidos y de la duración del servicio. La incrustación se incrementa al aumentar la temperatura y disminuir la velocidad.

La relación del coeficiente global de transferencia de calor dada con anterioridad es necesaria modificarla para tomar en cuenta los efectos de la incrustación sobre la superficie interior y exterior del tubo.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + r_{do} + d_o \frac{\ln(d_o/d_i)}{2 \cdot k_m} + r_{di} + \frac{1}{h_{io}} \quad [A. 6.55]$$

A continuación se hallará cada uno de los términos que se encuentran en esta última expresión para poder hallar el coeficiente global de transferencia.

Empezando por el primero de los términos, el coeficiente de convección exterior h_o , que representa la transferencia de calor de los gases de combustión que circulan por alrededor de los tubos hasta la pared de los mismos. Para el diseño de los hornos, este parámetro rige la siguiente ecuación, distinta a los intercambiadores de calor:

$$h_o = 1,6 \cdot \left(\frac{G^2}{D_o}\right)^{0,33} \cdot T_{av}^{0,3} + 0,0025 \cdot T_{av} - 1,65 \quad [A. 6.56]$$

Donde:

h_o : Coeficiente individual de convección externo ($Btu \cdot h^{-1} \cdot ft^2 \cdot ^\circ F^{-1}$)

G = Velocidad másica de los gases alrededor de los tubos ($lb/s \cdot ft^2$)

D_o : Diámetro externo de los tubos de choque (ft)

T_{av} = Temperatura media del gas ($^\circ F$)

La temperatura media del gas, es exactamente la media entre la entrada y la salida de estos en la zona de choque:

$$T_{av} = \frac{T_g + T_{sg}}{2} \quad [A. 6.57]$$

Sustituyendo los valores de las temperaturas, se obtiene el valor de la temperatura media del gas:

$$T_{av} = \frac{1850 + 1387,41}{2} = 1618,70 \text{ } ^\circ F$$

Recordando que la velocidad másica se calculó en el *apartado 6.9.1* del presente anexo, se sustituyen todos los datos en la *ecuación A.6.56*.

$$h_o = 1,6 \cdot \left(\frac{0,585^2}{0,896} \right)^{0,33} \cdot 1618,70^{0,3} + 0,0025 \cdot 1618,70 - 1,65$$

$$= 15,071 \frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

Esta ecuación es válida para la zona de convección (tubos desnudos o con aletas). Pero para tubos de choque hay que multiplicar este valor por 1,75. (*Diseño de Equipos e Instalaciones. Universidad de Salamanca*).

$$h_o = 15,071 \cdot 1,75 = 26,375 \frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

El siguiente término correspondiente al coeficiente global de transmisión de calor U_o , es el coeficiente de transmisión por el interior de los tubos (h_{io}) que se determina a partir de la expresión que define el número de *Nusselt*, que es un número adimensional que representa la mejora de transferencia de calor a través de una capa de fluido como resultado de la convección en relación con la conducción a través de la misma capa:

$$h_i = \frac{k \cdot Nu_d}{D_i} \quad [A. 6.58]$$

Donde:

k : Conductividad térmica del fluido ($W/m \cdot K$)

D_i : diámetro exterior (m)

Nu_d : Número de Nusselt

El número de *Nusselt* depende a su vez del número de *Reynolds* (*Re*) y del *Prandtl* (*Pr*) y que es una ecuación empírica que se representa mediante una simple relación de la ley de las potencias de la forma:

$$Nu_d = 0,023 \cdot Re^{4/5} \cdot Pr^n \quad [A. 6.59]$$

Aunque viene representada en la bibliografía de muchas formas diferentes, se escoge esta porque se considera flujo turbulento. Con respecto a *n* en este caso se toma un valor de 0,4, ya que es el fluido caliente el que circula por el exterior y la temperatura superficial de los tubos estará a mayor temperatura que el fluido frío que circula por el interior de los tubos (en caso contrario sería *n* = 0,3).

La expresión que define el número de *Reynolds* para el tolueno a la temperatura media es:

$$Re = \frac{G \cdot D_i}{\mu} \quad [A. A. 60]$$

Donde μ es la viscosidad media del tolueno en *Pa·s* y *G* es la velocidad másica real en $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ que se calculó de la zona radiante en unidades del Sistema Internacional.

Se recogen en la siguiente tabla los datos necesarios para el cálculo del coeficiente de película interno de los tubos de choque:

Tabla A.6.14. Datos para el cálculo del coeficiente h_i

D_i (m)	0,243
k (W/(m·K))	0,046
μ (Pa·s)	$1,385 \times 10^{-5}$
<i>Pr</i>	0,990
<i>Re</i>	$3,234 \times 10^6$
G_{real} ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)	184,423
Nu_d	3697,089

Sustituyendo estos datos en las ecuaciones anteriores **A.6.60.**, **A.6.59.** y **finalmente en la A.6.58**, con la que se obtiene el coeficiente de película interna de los tubos de choque:

$$h_i = 619,294 \frac{W}{m^2 \cdot K} = 109,069 \frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

Por tanto el coeficiente de película interno es:

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{d_o}{d_i} = 109,069 \cdot \frac{10,750}{9,564} = 122,594 \frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F} \quad [A. 6.61]$$

Otros dos términos que incluye la ecuación del coeficiente global de transferencia de energía son los factores de incrustación. Éstos vienen tabulados en la normativa “*Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association*” (TEMA).

La resistencia debido a la suciedad externa del tubo por el gas natural es:

$$r_{do} = 0,0015 \frac{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}{Btu}$$

Y la resistencia debido a la suciedad del interior del tubo por el tolueno se calcula con la siguiente expresión:

$$r_{di} = r_{dio} \cdot \frac{d_o}{d_i} \quad [A. 6.62]$$

Donde:

$$r_{dio} = 0,001 \frac{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}{Btu}$$

Sustituyendo el diámetro interno y externo junto a éste último se tiene:

$$r_{di} = 0,001 \cdot \frac{10,750}{9,564} = 0,00056 \frac{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}{Btu}$$

Calculadas estas resistencias solo queda mencionar que la conductividad térmica del acero inoxidable 316L a la temperatura de la sección de choque es: $k_m = 10,633 \frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$

La resistencia a la pared metálica queda entonces:

$$r_{pared} = d_o \frac{\ln(d_o/d_i)}{2 \cdot k_m} = 0,896 \cdot \frac{\ln\left(\frac{10,750}{9,564}\right)}{2 \cdot 10,633} = 0,002 \frac{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}{Btu}$$

Sustituyendo cada uno de los términos anteriormente calculados en la **ecuación A.6.55**. se obtiene el coeficiente global de transferencia de calor:

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{26,375} + 0,0015 + 0,002 + 0,00056 + \frac{1}{122,594} = 0,05 \frac{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}{Btu}$$

$$U_o = 19,995 \frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

6.9.1.2. Área de transferencia de los tubos de choque

Una vez que se ha calculado el coeficiente global de intercambio de calor, el último término de la ecuación de la velocidad de transferencia **A.6.49**. es el área exterior de los tubos de choque. Para calcularla, se hará uso de la siguiente ecuación que corresponde al área de los tubos de choque de esta zona:

$$A_O = \pi \cdot D_O \cdot L \cdot N_t \quad [A. 6.63]$$

$$A_O = \pi \cdot 0,896 \text{ ft} \cdot 60 \text{ ft} \cdot 6 = 1013,164 \text{ ft}^2$$

6.9.1.3. Calor transferido a la sección de choque

Conocidos todos los valores de la *ecuación A.6.49*, se obtiene el calor transferido en la sección de choque:

$$Q_s = 19,995 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 1013,164 \text{ ft}^2 \cdot 934,165 ^\circ\text{F} = 18,925 \times 10^6 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

6.9.1.4. Comprobación de la fracción de calor absorbida por la sección de choque

Con este calor transferido se puede saber que fracción de calor absorbe la zona de choque del horno de procesos. Para ello, se hace uso de la siguiente expresión:

$$R_{Cc} = \frac{Q_s}{Q_{\text{Liberado}}} \quad [A. 6.64]$$

$$R_{Cc} = \frac{18,925 \times 10^6 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}}{2,631 \times 10^8 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}} = 0,072$$

Valor que no corresponde con el inicialmente supuesto:

$$R_{Cc, \text{ SUPUESTO}} = 0,03 > R_{Cc, \text{ CALCULADO}} = 0,072$$

Al no ser igual, se debe realizar todos los pasos anteriormente explicados desde el punto en el cual se supuso un valor de R_{Cc} inicial, con

la única diferencia de que en este caso el valor inicial sería el R_{Cc} calculado (proceso iterativo que se comentaba al principio de este apartado).

Tras cuatro iteraciones, las temperaturas y el calor transferido tienen como resultados los que siguen:

Tabla A.6.15. Resultados de la iteración en la Sección de choque para los tubos de tolueno

Zona sección de choque	
R_{Cc}	0,066
Temperaturas de la zona de choque	
T gases entrada sección choque, T_g (°F)	1850
T gases salida sección choque, T_{sg} (°F)	1259,373
R_{ca}	0,03
T fluido a la entrada sec. choque, T_{sf} (°F)	616,068
T fluido a la salida sec. choque, T_{bw} (°F)	683,202
LMTD	879,229
Temperatura media gas, T_{av} (°F)	1554,686
Calor transferido a la zona de choque	
Q_s (Btu/h)	$17,571 \times 10^6$

Corriente de Hidrógeno/Metano

De manera análoga se calcula los datos para hallar el calor transferido a la sección de choque para los tubos de hidrógeno y metano. Se exponen los resultados en la tabla que continúa:

Tabla A.6.16. Sección de choque para el hidrógeno

Zona sección de choque	
R_{Cc} supuesto	0,03
Temperaturas de la zona de choque	
T gases entrada sección choque, T_g (°F)	1850
T gases salida sección choque, T_{sg} (°F)	1400,438
R_{ca}	0,071
T fluido a la entrada sec. choque, T_{sf} (°F)	656,438
T fluido a la salida sec. choque, T_{bw} (°F)	686,954
LMTD	937,974
Temperatura media gas, T_{av} (°F)	1625,219

Tabla A.6.16. (Continuación)

Coefficientes y resistencias	
Coef. de conveccion exterior, h_o (Btu/h·ft ² ·°F)	20,212
Coef. pelicula interna h_{io} (Btu/h·ft ² ·°F)	246,371
Factor de suciedad externo, r_{do} (h·ft ² ·°F/Btu)	0,0015
Factor de suciedad interno, r_{di} (h·ft ² ·°F/Btu)	0,0005
Resistencia a la suciedad interna (h·ft ² ·°F/Btu)	0,00056
k_m (Btu/h·ft·°F)	13,003
Resistencia a la pared del metal (h·ft ² ·°F/Btu)	0,224
$1/U_o$	0,280
U_o zona choque	3,573
Área tubos de choque	
A_o (ft ²)	1083,849
Calor transferido a la zona de choque	
Q_s (Btu/h)	$3,632 \times 10^6$
Fracción de calor en la zona de choque	
Q liberado total (Btu/h)	$1,435 \times 10^8$
R_{CC} calculado	0,025

Como se aprecia, tampoco en este caso coincide la fracción de calor que absorben los tubos de choque de la corriente de hidrógeno y metano. Así que tras una iteración, se obtienen los resultados finales.

Tabla A.6.17. Resultados de la iteración en la sección de choque para los tubos de hidrógeno y metano

Zona sección de choque	
R_{cc}	0,025
Temperaturas de la zona de choque	
T gases entrada sección choque, T_g (°F)	1850
T gases salida sección choque, T_{sg} (°F)	1418,078
R_{ca}	0,075
T fluido a la entrada sec. choque, T_{sf} (°F)	661,524
T fluido a la salida sec. choque, T_{bw} (°F)	683,202
LMTD	945,278
Temperatura media gas, T_{av} (°F)	1634,039
Calor transferido a la zona de choque	
Q_s (Btu/h)	$3,662 \times 10^6$

6.9.2. Diseño de la zona de tubos con aletas

Esta sección se encuentra justo arriba de la sección de choque. El procedimiento que se pretende seguir para el diseño la sección de convección de tubos con aletas es similar al realizado anteriormente. Este diseño, tratará de calcular el número de tubos de esta sección y una vez que se disponga de este valor, se procederá a dimensionar la altura de la sección de convección completa.

Se considera que la sección de tubos con aletas tiene la misma longitud que la de choque:

$$L = 30 \text{ ft}$$

Igualmente ha de determinarse la diferencia de temperatura media logarítmica para la sección de convección de tubos con aletas. Pero en este caso con las temperaturas puestas en juego en dicha sección.

$$LMTD = \frac{(T_{sg} - T_{sf}) - (T_{stack} - T_{in})}{\ln\left(\frac{(T_{sg} - T_{sf})}{(T_{stack} - T_{in})}\right)} \quad [A. 6.65]$$

Donde ya son conocidas todas ellas:

T_{stack} : Temperatura de los gases a la salida a la chimenea (1148 °F)

T_{sg} : Temperatura de los gases a la salida de la zona de choque o a la entrada de la sección de convección (1445,230 °F)

T_{sf} : Temperatura del fluido a la entrada de los tubos de choque o a la salida de la sección de convección (669,369 °F)

T_{in} : Temperatura del fluido a la entrada del horno (584,6 °F)

Sustituyendo todas las temperaturas se tiene:

$$LMTD = \frac{(1445,230 - 616,068) - (1148 - 584,6)}{\ln\left(\frac{(1850 - 616,068)}{(1148 - 584,6)}\right)} = 602,469 \text{ } ^\circ\text{F}$$

En segundo lugar, se debe hallar el valor del área libre de paso para los gases de combustión en la sección de tubos con aletas. Este valor se puede conocer a partir de la siguiente expresión:

$$N_{faf} = N_{fas} - N_t \cdot L_{tubo} \cdot 2 \cdot H \cdot t \cdot f_{pi} \quad [A. 6.66]$$

Donde:

N_{faf} : Área libre de paso para los gases entre los tubos con aletas (ft^2)

N_{fas} : Área libre de paso para los gases entre los tubos de choque (ft^2)

N_t : Número de tubos en una fila horizontal

L_{tubo} : Longitud de los tubos con aletas (ft)

H : Altura de las aletas (in)

t : Espesor de las aletas (in)

f_{pi} : Número de aletas por pulgada de tubo ($aletas/in$)

Según las especificaciones y estándares para este tipo de hornos, las dimensiones de las aletas corresponden a las siguientes:

$$H = 0,75 \text{ } in$$

$$t = 0,105 \text{ } in$$

$$f_{pi} = 3$$

Sustituyendo entonces todos los valores ya conocidos en la **ecuación A.6.66**, teniendo siempre en cuenta las unidades con las que se trabaja.

$$N_{faf} = 138,75 - \frac{3 \cdot 60 \cdot 2 \cdot 0,75 \cdot 0,105 \cdot 3}{12} = 131,662 \text{ } ft^2 = 12,232 \text{ } m^2$$

Otro término importante para el diseño de esta zona, es conocer la velocidad másica que los gases llevan por esta zona.

$$G = \frac{m_{total}}{N_{faf}} \quad [A. 6.67]$$

La velocidad se expresa como el caudal de gases total (que ya es conocido) entre el área libre de paso para los gases en la sección de tubos con aletas (N_{faf}).

$$G = \frac{7,711 \text{ kg/s} + 29,123 \text{ kg/s}}{12,232 \text{ m}^2} = 3,011 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$G = 0,617 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{s}}$$

6.9.2.1. Transmisión de calor a los tubos con aletas

Se seguirá las mismas pautas que para la zona de tubos de choque. Entonces, se calcula la temperatura media de los gases:

$$T_{av} = \frac{T_{sg} + T_{stack}}{2} \quad [A. 6.68]$$

Sustituyendo los valores de las temperaturas, se obtiene el valor de la temperatura media del gas:

$$T_{av} = \frac{1259,37 + 1148}{2} = 1203,686 \text{ °F (1663,356 °R)}$$

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor en la zona de convección para tubos con aletas, la ecuación que se utiliza es algo diferente, pues el término del coeficiente de película externo presenta una variante:

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_{off}} + r_{do} + r_m + r_{di} + \frac{1}{h_{io}} \quad [A. 6.69]$$

El calor transferido en la zona con aletas no es tan eficiente como en la zona desnuda midiéndose este factor como Eff_f . El valor efectivo del coeficiente de película externo se calcula por:

$$h_{oeff} = h_o \cdot \frac{(Eff_f \cdot A_f + A_b)}{A_o} \quad [A. 6.70]$$

Donde:

h_o : Coeficiente convección externo ($Btu \cdot h^{-1} \cdot ft^{-2} \cdot ^\circ F^{-1}$)

Eff_f : Eficiencia de las aletas

A_f : Superficie de las aletas (ft^2/ft)

A_b : Superficie desnuda del tubo (ft^2/ft)

A_o : Superficie exterior del tubo (ft^2/ft)

Se procede a continuación a calcular cada uno de estos términos.

Empezando por el primero de los términos, el coeficiente de convección exterior h_o , que representa la transferencia de calor de los gases de combustión que circulan por alrededor de los tubos hasta la pared de los mismos. Para el diseño de los hornos, este parámetro rige la siguiente ecuación:

$$h_o = 1,6 \cdot \left(\frac{G^2}{D_o}\right)^{0,33} \cdot T_{av}^{0,3} + 0,0025 \cdot T_{av} - 1,65 \quad [A. 6.71]$$

Donde cada parámetro ya es conocido y teniendo en cuenta que la temperatura es expresada en $^{\circ}R$.

$$h_o = 1,6 \cdot \left(\frac{0,6172}{0,895}\right)^{0,33} \cdot 1663,356^{0,3} + 0,0025 \cdot 1663,356 - 1,65$$

$$h_o = 13,668 \frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

El área de los tubos se rige por la siguiente expresión:

$$A_o = \pi \cdot D_o \quad [A. 6.72]$$

$$A_o = \pi \cdot 0,896 = 2,814 ft^2/ft$$

El área desnuda del tubo es:

$$A_b = A_o \cdot (1 - f_{pi} \cdot t) \quad [A. 6.73]$$

$$A_b = 2,814(ft^2/ft) \cdot \left(1 - 3 \left(\frac{aletas}{in}\right) \cdot 0,105 in\right) = 1,928 ft^2/ft$$

Y el área de las aletas:

$$A_f = f_{pi} \cdot \left(\frac{2\pi}{4} \cdot [(D_o + 2H)^2 - D_o^2] + \pi \cdot t \cdot (D_o + 2H)\right) \quad [A. 6.74]$$

$$A_f = 3 \frac{\left(\frac{2\pi}{4} \cdot [(0,896 + 2 \cdot 0,75 i)^2 - 0,896^2] + \pi 0,105 \cdot (0,896 + 2 \cdot 0,75)\right)}{12^2}$$

$$A_f = 0,178 ft^2/ft$$

El último de los términos ya por hallar es el factor Eff_f . Se determina a partir de la **figura A.11.6** del **anexo 11**. Se tiene en cuenta la altura de la aleta, el coeficiente de convección externo y el producto $k_{aleta} \cdot t$, donde k_{aleta} es la conductividad pero tiene el mismo material que los tubos, es decir, acero inoxidable 316L.

Dicho producto es:

$$k_{aletas} \cdot t = 1,12$$

Consultando en la **figura A.11.6**, se determina un valor de:

$$Eff_f = 79 \%$$

Sustituyendo todas las áreas y parámetros hasta aquí hallados, se tiene:

$$h_{oeff} = 13,668 \cdot \frac{(0,79 \cdot 0,178 + 1,928)}{2,814} = 10,046 \frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

Como el resto de parámetros que describen la ecuación del coeficiente de transferencia de calor coinciden con los calculados en el aparatado anterior se sustituye cada término en la **ecuación A.6.69**.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{10,0465} + 0,0015 + 0,002 + 0,00056 + \frac{1}{122,594} = 0,112 \frac{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}{Btu}$$

$$U_o = 8,957 \frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

6.9.2.2. Calor transferido en la zona de tubos con aletas

Una vez que se conoce el valor del coeficiente global para la transmisión de calor de los tubos con aletas, se procede a calcular el calor transmitido en la zona de convección con aletas a través de la siguiente expresión:

$$Q_{ca} = Q_{lib}(Eff - R - R_{Cc}) \quad [A. 6.75]$$

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior se obtiene un valor para el calor transmitido en la zona de convección con aletas de:

$$Q_{ca} = 2,631 \times 10^8 \frac{Btu}{h} (0,70 - 0,603 - 0,066) = 7,935 \times 10^7 \frac{Btu}{h}$$

6.9.2.3. Área zona de convección y número de tubos

Dividiendo el calor absorbido en la zona con aletas entre el coeficiente global de transmisión en la zona de las aletas y la diferencia media logarítmica, se obtiene el área de intercambio en dicha zona:

$$A_{ca} = \frac{Q_{ca}}{LMTD \cdot U_o} \quad [A. 6.76]$$

$$A_{ca} = \frac{7,935 \times 10^7 \frac{Btu}{h}}{602,469 \text{ } ^\circ\text{F} \cdot 8,957 \frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ\text{F}}} = 1470,463 \text{ } ft^2$$

Esta área es la necesaria para la zona de convección con aletas si los tubos fueran desnudos. A partir de ella, se puede sacar el número de tubos necesarios para la zona de convección con aletas a través de la siguiente expresión:

$$N_{tf} = \frac{A_{ca}}{\pi \cdot D_o \cdot L_t} = \frac{1470,463 \text{ } ft^2}{\pi \cdot 0,896 \text{ } ft \cdot 60 \text{ } ft} = 8,708 \text{ } tubos \quad [A. 6.77]$$

Por tanto, en la zona convectiva con aletas para la corriente de tolueno el total de número de tubos es 9.

Debido a que en una fila horizontal para la corriente de tolueno se pueden colocar hasta tres tubos, para la zona de aletas, harán falta tres filas de tubos.

6.9.2.4. Altura de la sección de convección

En este apartado, solo se realizará el dimensionamiento de la altura en la zona de convección completa, es decir, tanto para tubos de choque como para tubos con aletas. El total de filas en la zona completa de convección son 2 para los tubos de choque y 3 para los tubos con aletas. Por lo tanto, la altura vertical mínima de convección será:

$$H_{conv} = 5 \cdot C + 5 \cdot D_o \quad [A. 6.78]$$

Donde ya es sabido que C es la distancia de centro a centro de tubos y D_o el diámetro exterior de los tubos.

Sustituyendo los valores, se tiene:

$$H_{conv} = 5 \cdot 20 \text{ in} + 5 \cdot 10,750 \text{ in} = 153,75 \text{ in} = 12,812 \text{ ft}$$

6.9.3. Temperatura de la superficie metálica para tubos de choque y aletas

Se emplean las siguientes ecuaciones para hallar la temperatura a la que se encuentran los tubos de la zona completa de convección.

$$T_{surf} = T_{fluid} + q_c \cdot \left(\frac{1}{h_{io}} + r_{di} + r_{mo} \right) \quad [A. 6.79]$$

$$T_{tip} = T_{surf} + \theta \cdot (T_g - T_{surf}) \quad [A. 6.80]$$

Siendo:

T_{surf} : Temperatura de la superficie de los tubos de choque

T_{fluid} : Temperatura del fluido a la entrada en la zona radiante

q_c : Flujo de calor en la zona de convección

T_g : Temperatura de los gases en la entrada de la sección de choque

T_{tip} : Temperatura de la superficie de los tubos con aletas

En primer lugar, se calcula el flujo de calor en convección y se comprueba que no sea mayor al flujo radiante máximo admisible. El flujo radiante máximo se calcula como el 250% más del flujo radiante. Por lo tanto, el flujo radiante máximo será:

$$q_{m\acute{a}x} = 2,5 \cdot q = 2,5 \cdot 10423,857 = 26059,644 \frac{Btu}{h \cdot ft^2} \quad [A.6.81]$$

Sección de choque

El flujo de calor en la zona de choque viene dado por la siguiente expresión:

$$q_c = U_o \cdot (T_g - T_{fluid}) \quad [A.6.82]$$

Donde el coeficiente global es el correspondiente a dicha zona y la temperatura del fluido es la misma a la entrada en la zona de choque (T_{bw}). Sustituyendo, se obtiene:

$$q_c = 19,725 \cdot (1850 - 683,202) = 23015,102 \frac{Btu}{h \cdot ft^2}$$

Ahora se está en disposición de calcular la temperatura de la superficie metálica de los tubos de choque con la **ecuación A.6.79**.

$$T_{surf} = 683,202 + 23015,102 \cdot \left(\frac{1}{122,594} + 0,0005 + 0,002 \right) = 927,089 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Sección de tubos con aletas

Es necesario que se calcule un coeficiente de transferencia de calor global en esta zona, utilizándose las temperaturas T_{sg} y T_{sf} (temperatura de

salida de los gases en la sección de choque y temperatura de entrada del fluido en la sección de choque, respectivamente). Los valores para estas temperaturas son:

$$T_{sg} = 1259,373 \text{ } ^\circ\text{F} = 1719,089 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$T_{sf} = 616,068 \text{ } ^\circ\text{F}$$

A continuación, se utiliza la **ecuación A.6.71** teniendo en cuenta que la temperatura, ahora T_{sg} , ha de tener su valor de $^{\circ}\text{R}$ y se calcula el valor del coeficiente externo de convección:

$$h_o = 13,918 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Utilizando el mismo valor de la eficiencia de las aletas ($Eff_f = 0,79$) y la **ecuación A.6.70**, se obtiene un valor efectivo de coeficiente convección externo de

$$h_{off} = 10,230 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Como todos los demás valores de resistencias y coeficientes son conocidos se pueden sustituir en la **ecuación A.5.69**., y despejando adecuadamente se obtendrá un valor para el coeficiente global de transmisión de calor en la transición de tubos choque-aleta con un valor de:

$$U_o = 9,103 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Ahora, se puede conocer el flujo de energía en la zona de convección de tubos con aletas con la siguiente expresión:

$$q_c = U_o \cdot (T_{sg} - T_{sf}) \quad [A. 6.83]$$

Donde el coeficiente global es el anteriormente calculado y las temperaturas en juego ya son conocidas.

$$q_c = 9,103 \cdot (1259,373 - 616,069) = 5856,182 \frac{Btu}{h \cdot ft^2}$$

El último de los términos ya por hallar es θ . Se determina a partir de la **figura A.11.7** del **anexo 11**. Se tiene en cuenta la altura de la aleta, el coeficiente de convección externo y el producto $k_{aleta} \cdot t$, donde k_{aleta} es la conductividad pero es del mismo material que los tubos, es decir, acero inoxidable 316L.

Dicho producto es:

$$k_{aletas} \cdot t = 1,12$$

Yendo a la figura nombrada, se tiene:

$$\theta = 0,32$$

La temperatura de la superficie toma ahora un nuevo valor:

$$T_{surf} = 616,068 + 5856,182 \cdot \left(\frac{1}{122,594} + 0,0005 + 0,002 \right) = 964,020 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Y finalmente sustituyendo en la **ecuación A.6.80**. se tiene la temperatura a la superficie de las aletas:

$$T_{tip} = 964,020 + 0,32 \cdot (1850 - 964,020) = 1247,533 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Todo el diseño de la sección de convección del horno de procesos ha sido elaborado para la corriente de tolueno. Por ello, como es costumbre, se desarrollará una tabla con los correspondientes datos para la corriente de hidrógeno.

Tabla A.6.18. Diseño de los tubos con aletas para la corriente de hidrógeno y metano.

Diseño de los tubos con aletas para la corriente de hidrógeno y metano	
T_{stack} : Temperatura de los gases a la salida a la chimenea ($^{\circ}F$)	1148
T_{sg} : Temperatura a la entrada de la sección de convección ($^{\circ}F$)	1418,078
T_{sf} : Temperatura la salida de la sección de convección ($^{\circ}F$)	622,736
T_{in} : Temperatura del fluido a la entrada del horno ($^{\circ}F$)	584,6
LMTD ($^{\circ}F$)	655,239
Altura aletas, H (in)	0,75
Espesor aletas, t (in)	0,105
Número de aletas por pulgada de tubo, f_{pi} (aletas/in)	3
Área libre de paso para los gases entre tubos con aletas, N_{faf} (ft^2)	138,05
Temperatura media de los gases en esta sección, T_{av} ($^{\circ}F$)	1283,039
Transferencia de calor de la zona de tubos con aletas	
Velocidad másica de los gases, G ($lb/s \cdot ft^2$)	0,321
Coef. de convección exterior, h_o ($Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^{\circ}F$)	10,614
Área exterior tubos por unidad de longitud, A_o (ft^2/ft)	2,258
Área desnuda del tubo por unidad de longitud, A_b (ft^2/ft)	1,547
Área aletas por metro de tubo, A_f (ft^2/ft)	0,084
$k_{material} \cdot t_{aletas}$	1,365
Eff_f	0,8
Valor efectivo coef. película externo, h_{oeff}	7,586
U_o ($Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^{\circ}F$) zona tubos aletas	2,761
Calor transmitido a la zona de tubos con aletas	
Calor transmitido en zona convección con aletas, Q_{ca}	$4,859 \times 10^6$
Área y disposición de los tubos con aletas	
Área zona convección con aletas, A_{ca} (ft^2)	2685,933
Numero de tubos con aletas	20
Filas	5
Número de tubos por fila	4
Altura zona convección (choque + aletas) (ft)	10,260

Tabla A.6.18. (Continuación)

Temperaturas de la superficie de los tubos de choque y con aletas	
Flujo de convección máximo permisible, $q_{c,max}$ (Btu/h·ft ²)	25984,109
Flujo de radiación zona choque (Btu/h·ft ²)	4157,600
Temperatura superficie tubos choque, T_{surf} (°F)	1638,639
h_o	11,131
Eff_i	0,8
h_{oeff}	7,956
U_O zona choque-aleta	2,808
Flujo de radiación zona aletas, q_c (Btu/h·ft ²)	2124,569
θ	0,28
Temperatura superficie tubos aletas, T_{surf} (°F)	1265,676
Temperatura superficie de las aletas, T_{tip} (°F)	1429,286

6.10. Diseño de la chimenea

La altura de la chimenea depende normalmente de requisitos de contaminación atmosférica por dilución de humos. También hay que tener en cuenta el *tiro* o *draft* de la chimenea cuando este es natural. Se conoce como *tiro* a la diferencia de presión entre presión atmosférica y la presión en la chimenea a la misma altura (indicado en pulgadas de agua).

La presión en el interior del horno y chimenea debe ser siempre inferior al exterior, ya que la dirección de los fluidos va siempre de mayor a menor presión. En el borde de la chimenea esta presión ha de ser mayor a la ambiente para favorecer la salida de gases. Se pueden observar los valores en la siguiente figura:

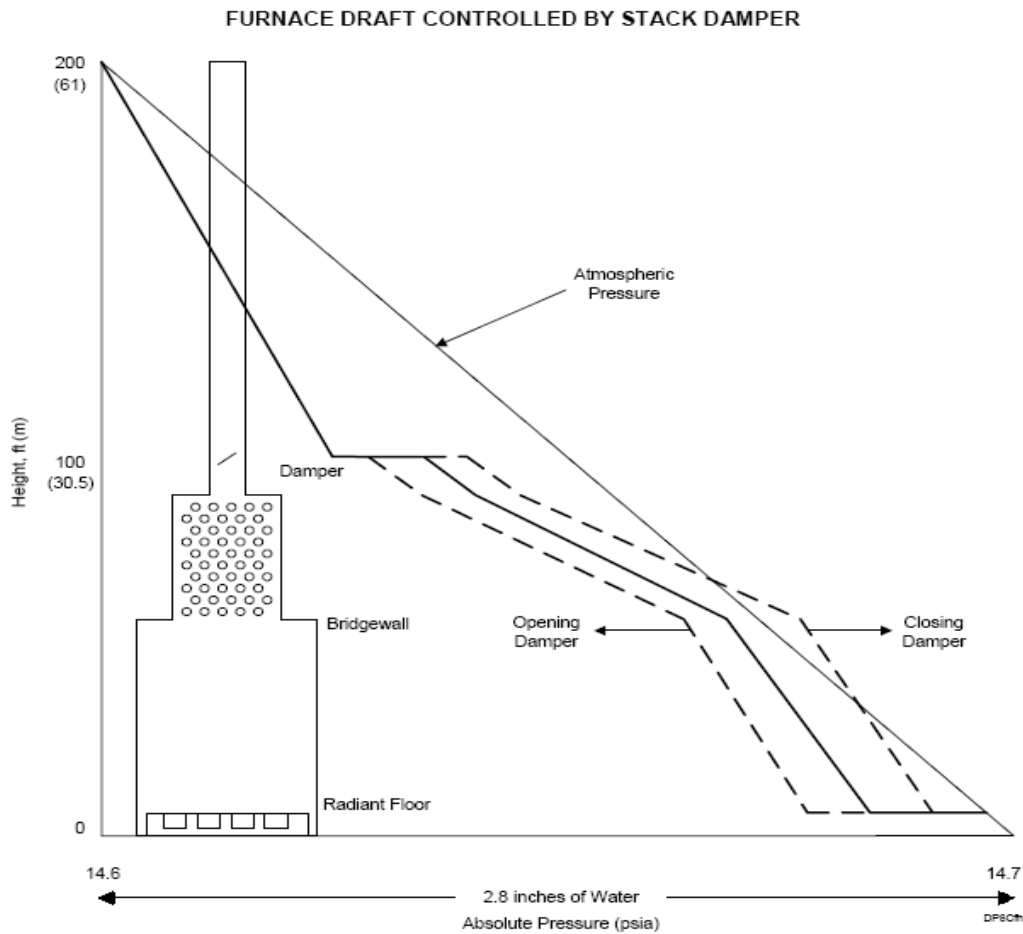


Fig. A.6.7. Esquema de presiones en el interior y exterior del horno de procesos

Para comenzar con el diseño de la chimenea es necesario conocer la temperatura de salida de los gases, su velocidad másica y el diámetro que debe tener la chimenea.

Para ello, se debe estimar algunos datos de partida:

- Altura chimenea = 100 *ft*
- Pérdida temperatura en la chimenea = 25 °*F*
- Temperatura del aire = 68 °*F*
- Velocidad lineal en la chimenea = 60 *ft/s*

Conociendo la temperatura con la que los gases salen de la zona convectiva para salir por la chimenea (T_{stack}), se puede conocer la

temperatura de salida de la misma teniendo en cuenta las pérdidas de temperatura:

$$T^a_{salida\ gases} = T_{Stack} - \frac{Pérdidas\ de\ temperaturas}{2} \quad [A. 6.84]$$

$$T^a_{salida\ gases} = 1148\ ^\circ\text{F} - \frac{25\ ^\circ\text{F}}{2} = 1135,5\ ^\circ\text{F} (1595,17\ ^\circ\text{R})$$

Es necesario conocer la densidad de los gases que salen por la chimenea y así poder hallar el flujo de velocidad por la misma y su sección. Por tanto se usa la siguiente expresión para hallar la velocidad. Nótese que para conocer el peso molecular de los gases se ha tenido en cuenta el de los gases y el del aire así como la proporción de ellos en el horno.

$$\rho = \frac{PM \cdot P}{R \cdot T} \quad [A. 6.85]$$

Siendo:

PM: Peso molecular de los gases de combustión; 32,3 *lb/mol*

P: Presión atmosférica; 14,7 *psi*

T: Temperatura de salida de los gases; 1595,17 *°R*

R: Constante de los gases; 10,73 *psia·ft³/(lbmol·°R)*

$$\rho_{gases} = \frac{32,3 \cdot 14,7}{10,73 \cdot 1595,17} = 0,028 \frac{lb}{ft^3}$$

Se calcula a continuación el caudal volumétrico de gases conociendo el caudal másico de gases (aire en exceso y combustible):

$$Q = \frac{W_{aire} + W_{gases}}{\rho_{gases}} \quad [A. 6.86]$$

$$Q = \frac{81,207 \frac{lb}{s}}{0,028 \frac{lb}{ft^3}} = 2927,401 \frac{ft^3}{s}$$

La sección que comprende la chimenea puede conocerse a raíz del caudal y de la velocidad lineal estimada anteriormente.

$$A = \frac{Q}{v} \quad [A. 6.87]$$

$$A = \frac{2927,401 \frac{ft^3}{s}}{60 \frac{ft}{s}} = 48,79 ft^2$$

El diámetro de dicha sección viene dado por la siguiente expresión:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 48,79 ft^2}{\pi}} = 7,88 ft \quad [A. 7.88]$$

Luego, el diámetro de la chimenea es de:

$$D_{Stack} = 8 ft$$

Haciendo los cálculos a la inversa, la sección real de la chimenea será:

$$A_{Stack real} = 50,25 ft^2$$

Y la velocidad másica de los gases entonces es:

$$G_{gases real} = \frac{W_{aire} + W_{gases}}{A_{Stack real}} \quad [A. 7.89]$$

$$G_{gases\ real} = \frac{81,207 \frac{lb}{s}}{50,25 \text{ ft}^2} = 1,616 \frac{lb}{\text{ft}^2 \cdot s}$$

6.10.1. Pérdidas de presión de la chimenea

Pérdida de presión a la salida de la chimenea

La pérdida de presión a la salida de la chimenea viene dada por la siguiente expresión:

$$\Delta P_{ex} = 0,003 \cdot \frac{G_{real}^2}{\rho_{gas}} \quad [A. 6.90]$$

Donde ambos términos de la ecuación son conocidos:

$$\Delta P_{ex} = 0,003 \cdot \frac{\left(1,616 \frac{lb}{\text{ft}^2 \cdot s}\right)^2}{0,028 \frac{lb}{\text{ft}^3}} = 0,282 \text{ in } H_2O$$

Pérdida de presión a lo largo de la chimenea

Esta pérdida reza la siguiente ecuación:

$$\Delta P_f = 0,09 \cdot \frac{G_{real}^2}{\rho_{gas} \cdot D_{stack}} \quad [A. 6.91]$$

Sustituyendo los términos ya conocidos:

$$\Delta P_f = 0,09 \cdot \frac{\left(1,616 \frac{lb}{\text{ft}^2 \cdot s}\right)^2}{0,028 \frac{lb}{\text{ft}^3} \cdot 8 \text{ ft}} = 0,655 \text{ in } H_2O$$

Tiro o Draft

El tiro o *Draft*, como se comentó antes, es la diferencia de presión entre presión atmosférica y la presión en la chimenea a la misma altura. Y éste viene dado como sigue:

$$Draft = 0,018 \cdot P_a \cdot \left(\frac{M_a}{T_a} - \frac{M_g}{T_g} \right) \cdot (h_2 - h_1) \quad [A. 6.92]$$

Siendo:

P_a : Presión del aire atmosférico; 14,7 *psi*

M_a : Peso molecular del aire; 28,84 *kg/kmol*

M_g : Peso molecular de los gases; 32,3 *kg/kmol*

T_a : Temperatura del aire; 527,4 °R

T_g : Temperatura de los gases; 1595,17 °R

h_2-h_1 : Diferencia de altura en la chimenea; 100 *ft*

$$Draft = 0,018 \cdot 14,7 \cdot \left(\frac{28,84}{527,4} - \frac{32,3}{1595,17} \right) \cdot 100 = 0,911 \text{ in } H_2O$$

Por lo tanto, la presión diferencial a la entrada de la chimenea viene dada por el tiro en la chimenea, menos la pérdida a lo largo de ésta menos la pérdida en la salida de la chimenea:

$$\Delta P = Draft - \Delta P_{ex} - \Delta P_f \quad [A. 6.93]$$

$$\Delta P = 0,911 - 0,282 - 0,655 = -0,026 \text{ in } H_2O$$

Pérdidas en la cámara del horno

Una vez calculada la pérdida en la chimenea y el tiro en ésta, se procede a calcular las pérdidas y tiros en otros puntos del horno. En primer lugar, la pérdida de presión del regulador está establecida en $0,05 \text{ in } H_2O$.

$$\Delta P_{reg} = 0,05 \text{ in } H_2O$$

Por otro lado, la pérdida en la recámara de entrada tiene la siguiente expresión (aunque no pueden tomarse valores inferiores a $0,05 \text{ in } H_2O$):

$$\Delta P_{rec \text{ ent}} = \frac{1}{2} \cdot \Delta P_{ex} = \frac{1}{2} \cdot 0,282 = 0,141 \text{ in } H_2O$$

La pérdida de carga en la salida de la cámara toma un valor de $0 \text{ in } H_2O$.

$$\Delta P_{rec \text{ sal}} = 0 \text{ in } H_2O$$

Por tanto, el cambio neto de presión en la cámara es:

$$\Delta P = \Delta P_{rec \text{ sal}} - \Delta P_{rec \text{ ent}} - \Delta P_{reg} \quad [A. 6.94]$$

$$\Delta P = 0 - 0,141 - 0,5 = -0,191 \text{ in } H_2O$$

Draft a la salida de la sección de convección

Para estimar el Draft a la salida de la sección de convección, se deben sumar las dos pérdidas de presión globales.

$$Draft_{convección} = -0,026 - 0,191 = -0,217 \text{ in } H_2O$$

6.11. Temperaturas del fluido y de los gases de combustión

En este último apartado se pretende presentar a modo de resumen las temperaturas puestas en juego en el horno de procesos que se ha diseñado. Se recuerda que el fluido pasaba a contracorriente de los gases y su entrada es por la sección de convección. Los gases, en cambio, salen de los quemadores dispuestos en el piso del horno.

Se pretende ver así el proceso de cambio de temperaturas en el horno, a medida que circula por su interior.

Tabla A.6.19. Temperaturas del fluido en su transcurso por el horno

Temperaturas	°F	K
Entrada del horno o entrada sección convección, T_{in}	584,6	580
Salida sección con aletas o entrada sección de choque, T_{sf}	616,07	597,6
Salida sección de choque o entrada sección radiación, T_{bw}	683,2	634,9
Salida sección radiación o salida horno, T_{out}	1295,6	975

Tabla A.6.20. Temperaturas de los gases en su transcurso por el horno

Temperaturas	°F	K
Salida sección de radiación o entrada sección de choque, T_g	1580	1133
Salida sección de choque o entrada sección con aletas, T_{sg}	1259,4	954,8
Salida sección convección o entrada chimenea, $T_{sal\ gases}$	1148	893

ANEXO 7. DISEÑO DEL SISTEMA DE REACCIÓN

El diseño del proceso para producir benceno a partir de la hidrodesalquilación del tolueno ha sido, hasta ahora, exclusivamente la realización del cálculo de equipos para el acondicionamiento de los reactivos implicados.

El propósito de este anexo es el diseño de los equipos donde se llevarán a cabo las reacciones implicadas en las condiciones apropiadas.

Los reactores R-01, R-02 y R-03 son tubulares y están situados en paralelo. A los tres les llegan las dos corrientes procedentes del horno H-01 donde dos líneas independientes de tolueno por un lado e hidrógeno y metano por otro, fueron calentadas a la temperatura requerida.

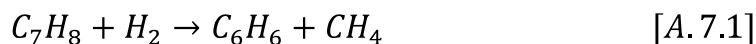
Estas corrientes llegan al difusor de entrada de cada reactor donde se mezclarán y reaccionarán.

La corriente de salida de los equipos se dirigirán a dos intercambiadores dispuestos en serie de carcasas y tubos para evaporar primero a la corriente de tolueno y calentar posteriormente al hidrógeno y metano antes de entren en el horno. A su vez el efluente de los reactores bajará su temperatura antes de su llegada a la línea de separación.

Dado que los tres reactores son iguales, se desarrollarán los cálculos para uno de ellos. A continuación se detallan los mismos para su diseño.

7.1. Reacciones químicas

Ya anteriormente se mencionaron, pero para que este anexo quede sintetizado todo lo que comprende al diseño del reactor, se exponen de nuevo las reacciones:



7.2. Caudales de entrada y salida

Como se explica en el *Anexo 2* del presente Proyecto Fin de Carrera, en el cual se detalla el balance de materia que se realiza al reactor, se exponen a continuación los caudales que intervendrán durante el diseño del equipo.

Tabla A.7.1. Caudal total de entrada y salida de los reactores en *kmol/h* y *kg/h*

	Entrada		Salida	
	<i>kmol/h</i>	<i>kg/h</i>	<i>kmol/h</i>	<i>kg/h</i>
Tolueno	1630,5611	150241,5292	815,2805	75120,7646
Hidrogeno	8152,8054	16436,05577	7341,8042	14801,0772
Metano	407,6403	6539,772884	1222,9208	19619,3187
Difenilo	-	-	4,2793	659,9108
Benceno	-	-	806,722	63016,2823
Total	10191,0068	173217,3579	10191,0068	173217,3579

Dado que se necesitan tres reactores para el desarrollo de las reacciones, los caudales de entrada se bifurcaran en tres líneas. Así el caudal másico de entrada en cada reactor es de:

$$m_T = 57739,119 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1} = 16,039 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

Cabe mencionar que además de estos caudales, entrará otro caudal de agua de condensado a alta presión que actuará como corriente refrigerante para absorber el calor de reacción. Dicho caudal será obtenido en este anexo.

7.3. Condiciones de operación

Para el diseño del reactor se debe tener en cuenta que las condiciones de operación, conversión y selectividad, se han fijado en el *Anexo 1*.

$$s = 0,9895 \text{ (98,95 \%)}$$

$$x = 0,5 \text{ (50 \%)}$$

De las restricciones dadas, finalmente se toma la decisión de llevar a cabo la reacción a 34,5 *bar* pues se encuentran entre el intervalo que permiten que la reacción proceda sin problemas.

Se elige la temperatura de operación de 975 K (702 °C), ya que a esta temperatura el volumen de reactor es considerablemente menor que si se operase a temperaturas inferiores.

En las condiciones de presión y temperatura que tiene lugar la reacción todos los componentes se encuentran en estado gaseoso. La reacción además no precisa de catalizadores.

7.4. Cinética de la reacción

Aunque hay una reacción más implicada en este proceso, como es menos de un 1% del benceno producido lo que se convierte en difenilo, para realizar los cálculos en este equipo se desprecia la segunda de las reacciones.

La reacción principal que se produce en el reactor (*Ecuación A.7.1*) presenta una característica tan importante que hará que se tome la decisión final del tipo de reactor: es una reacción fuertemente exotérmica.

Por su estequiometría se aprecia que, por cada mol de tolueno alimentado será necesario otro de hidrógeno para obtener un mol de benceno y otro mol de subproducto de metano. Pero, realmente, la reacción se llevará a cabo, para que no se produzcan problemas de coquización, con un exceso de hidrogeno de 5 veces mayor a la cantidad de tolueno que entra en el reactor. De este modo, será el tolueno el reactivo limitante.

En diversos documentos que se encuentran en la bibliografía, como el realizado por la Universidad de Texas publicado en el volumen II de *Chemical Reactor Design for Process Plants* por *Howard F. Rase* se explica que la reacción cinética que tiene lugar se describe convenientemente en función del reactivo que limita la reacción:

$$(-r_{TOL}) = k[C_{TOL}] \cdot [C_{HID}]^{0,5} \quad [A.7.3]$$

Donde:

$(-r)_{TOL}$: velocidad de reacción

k : constante cinética, cuyas unidades son $\left(\frac{mol}{l}\right)^{-1/2} \cdot s^{-1}$

$[C_{TOL}]$: Concentración de tolueno, mol/l

$[C_{HID}]$: Concentración de hidrógeno, mol/l

El orden respecto al tolueno es 1 y respecto al hidrógeno 1/2 y el de la reacción global es 1,5.

La constante cinética se lee tal que:

$$k = 6,3 \cdot 10^{10} \cdot \exp\left(\frac{-52000 \text{ cal/mol}}{R \cdot T_R}\right) \quad [A.7.4]$$

Donde:

R : constante gases; $1,987 \text{ cal/mol}\cdot K$

T_R : Temperatura media de la reacción; 975 K

Se considera además que el término $[C_{HID}]^{0,5}$ es constante, pues está en exceso. De esta manera, se puede considerar la siguiente expresión:

$$k' = k \cdot [C_{HID}]^{0,5} \quad [A.7.5]$$

7.5. Tipo de reactor

La característica principal que tiene la reacción que ocupa este estudio es que es exotérmica, y libera el calor, tal que la temperatura en el reactor aumentaría de manera que se superarían los valores de temperatura que se han de evitar para que no se produzca coquización.

Esto se consigue refrigerando el sistema para mantener la temperatura constante. Retirando el calor que se produce en la reacción se mantendrá el reactor isotérmico.

Para cumplir este propósito se elige un reactor multitubular, que se diseña como un intercambiador carcasa y tubos tipo AET, permitiendo así un mejor control de la temperatura dado que se usará condensado de alta presión como refrigerante.

7.6. Asignación de los flujos

Como se ha comentado, el reactor es un equipo de intercambio de calor de carcasa y tubos, el cual proporcionará un gran área de intercambio de calor.

El fluido que irá por el interior de los tubos será el caudal de tolueno, hidrógeno y metano. Estos proceden del horno por separado y se mezclarán en el difusor a la entrada del reactor. El hecho de que sean los fluidos reaccionantes los que pasen por los tubos es debido a que éste es más corrosivo y la limpieza de los tubos, al ser desmontables, es más fácil. Y por otra parte, según la normativa, circulará por su interior el fluido con mayor presión.

Por el casco circulará el fluido calefactor, el agua. Éste entrará a la carcasa como líquido a 249,6 °C y saldrá a 250,3 °C para mantener a la corriente reaccionante en condiciones isotérmicas a 702 °C.

7.7. Obtención de la ecuación de diseño del reactor

La ecuación de diseño que se lleva a cabo es la ecuación del modelo flujo a pistón (*Plug-Flow*).

El modelo de flujo en pistón, en su forma más elemental, es el modelo que describe un tubo por el que fluye el medio de reacción. El intercambio de calor que es necesario retirar del medio se realiza a través de las paredes de los tubos. Este modelo se caracteriza porque el flujo de fluido a su través es ordenado, sin que ningún elemento del mismo sobrepase o se mezcle con cualquier otro elemento situado antes o después de él.

La condición necesaria y suficiente para que exista flujo en pistón es que el tiempo de residencia en el reactor sea el mismo para todos los elementos del fluido. Para el proceso a estudio es, además de conveniente, válido.

Para la obtención de dicha ecuación de diseño se requiere la formulación del balance de materia referido al reactivo limitante (Tolueno), pero no debe extenderse a todo el volumen del reactor puesto que la composición varía con la posición en el interior de los tubos.

El balance debe referirse a un elemento diferencial de volumen dV , en la dirección axial (Balance microscópico) y después integrarlo para recoger la contribución de todos ellos desde la entrada a la salida del reactor.

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C) \quad [A.7.6]$$

Donde:

(A): Velocidad de acumulación del reactivo en el reactor

(E): Entrada del reactivo

(S): Salida del reactivo

(G): Generación del mismo reactivo

(C): Velocidad del reactivo debido a la reacción química

Al encontrarse en estado estacionario, el término de acumulación es nulo. Además, el tolueno no se genera, sólo se consume. Por tanto:

$$(E) = (S) - (C) \quad [A.7.7]$$

La velocidad de entrada al reactor se denotará como:

$$(E) = F_{TOL} \text{ (mol/h)} \quad [A.7.8]$$

De la misma manera a la salida del reactor:

$$(S) = F_{TOL} + dF_{TOL} \text{ (mol/h)} \quad [A.7.9]$$

Y el consumo de tolueno vendrá dado como:

$$(C) = (-r_{TOL})dV \quad [A.7.10]$$

Donde:

$(-r_{TOL})$: Velocidad de desaparición del tolueno

F_{TOL} : Moles de tolueno por unidad de tiempo

V: Volumen del fluido reaccionante

Igualando todos los términos según la **expresión A.7.7**:

$$F_{TOL} = F_{TOL} + dF_{TOL} + (-r_{TOL}) \cdot dV \quad [A.7.11]$$

Quedando simplificada a:

$$-dF_{TOL} = (-r_{TOL}) \cdot dV \quad [A.7.12]$$

Para poder expresar esta ecuación en términos de conversión, se debe conocer que la conversión de tolueno es:

$$x_{TOL} = \frac{F_{TOL,o} - F_{TOL}}{F_{TOL,o}} \quad [A. 7.13]$$

$$F_{TOL} = F_{TOL,o} \cdot (1 - x_{TOL}) \quad [A. 7.14]$$

Y tomando derivadas:

$$dF_{TOL} = -F_{TOL,o} \cdot dx_{TOL} \quad [A. 7.15]$$

Sustituyendo esta expresión en la **ecuación A.7.12**, queda:

$$F_{TOL,o} \cdot dx_{TOL} = (-r_{TOL}) \cdot dV \quad [A. 7.16]$$

Separando variables,

$$\frac{dV}{F_{TOL,o}} = \frac{dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} \quad [A. 7.17]$$

e integrando:

$$\int_0^V \frac{dV}{F_{TOL,o}} = \int_{x_0}^{x_f} \frac{dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} \quad [A. 7.18]$$

De momento se puede así resolver la integral de la izquierda:

$$\frac{V}{F_{TOL,o}} = \int_{x_0}^{x_f} \frac{dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} \quad [A. 7.19]$$

El término $V/F_{TOL,o}$ puede escribirse como:

$$\frac{V}{F_{TOL,o}} = \frac{V}{Q_0 \cdot C_{TOL,o}} \quad [A. 7.20]$$

Donde:

$C_{TOL,o}$ es la concentración de tolueno a la entrada del reactor.

$Q_{TOL,o}$ es el caudal volumétrico de tolueno a la entrada del reactor.

Con esto se puede escribir un nuevo término, el tiempo espacial, que se define como la relación de volumen y el caudal de entrada. Éste es el tiempo necesario para tratar un volumen de alimentación igual al volumen del reactor medido en unas condiciones determinadas.

$$\tau = \frac{V}{Q_{TOL}} = \frac{\text{Volumen de reactor}}{\text{Caudal volumétrico}} \quad [A. 7.21]$$

Siendo:

τ = Tiempo espacial, s^{-1}

Considerando que a la entrada del reactor la conversión es cero, la ecuación de diseño queda como:

$$\frac{V}{F_{TOL,o}} = \frac{\tau}{C_{TOL,o}} = \int_0^{x_f} \frac{dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} \quad [A. 7.22]$$

Teniendo en cuenta que la reacción cinética es fruto de la combinación de las **ecuaciones A.7.3** y **A.7.5**, finalmente queda:

$$(-r_{TOL}) = k'[C_{TOL}] \quad [A. 7.23]$$

$$(-r_{TOL}) = k' \cdot C_{TOL,o} \cdot (1 - x_{TOL}) \quad [A. 7.24]$$

Si se sustituye esta expresión en la ecuación de diseño **A.7.22**:

$$\frac{V}{Q_0 \cdot C_{TOL,o}} = \int_0^{x_f} \frac{dx_{TOL}}{k' \cdot C_{TOL,o} \cdot (1 - x_{TOL})} \rightarrow \frac{V}{Q_0} = \int_0^{x_f} \frac{dx_{TOL}}{k' \cdot (1 - x_{TOL})}$$

$$\rightarrow \frac{V \cdot k'}{Q_0} = \int_0^{x_f} \frac{dx_{TOL}}{(1 - x_{TOL})} \quad [A.7.25]$$

Resolviendo la integral se consigue:

$$\frac{V \cdot k'}{Q_0} = \ln \frac{1}{(1 - x_{TOL})} = -\ln(1 - x_{TOL}) \quad [A.7.26]$$

La expresión de la ecuación de diseño que define el volumen del reactor es entonces:

$$V = -\frac{Q_0}{k'} \cdot \ln(1 - x_{TOL}) \quad [A.7.27]$$

Este volumen indicará el necesario para que se produzca la reacción. La temperatura juega aquí un papel muy importante porque de ésta dependerá el resultado de un mayor o menor volumen de reactor. Por eso se elige finalmente una temperatura de 975 K para poder obtener un volumen menor rebajando así los costes. En la siguiente **figura 7.1.** se aprecia dicha diferencia. Pues trabajando a 25 °C menos habría que diseñar reactores con un volumen total de casi 103 m³.

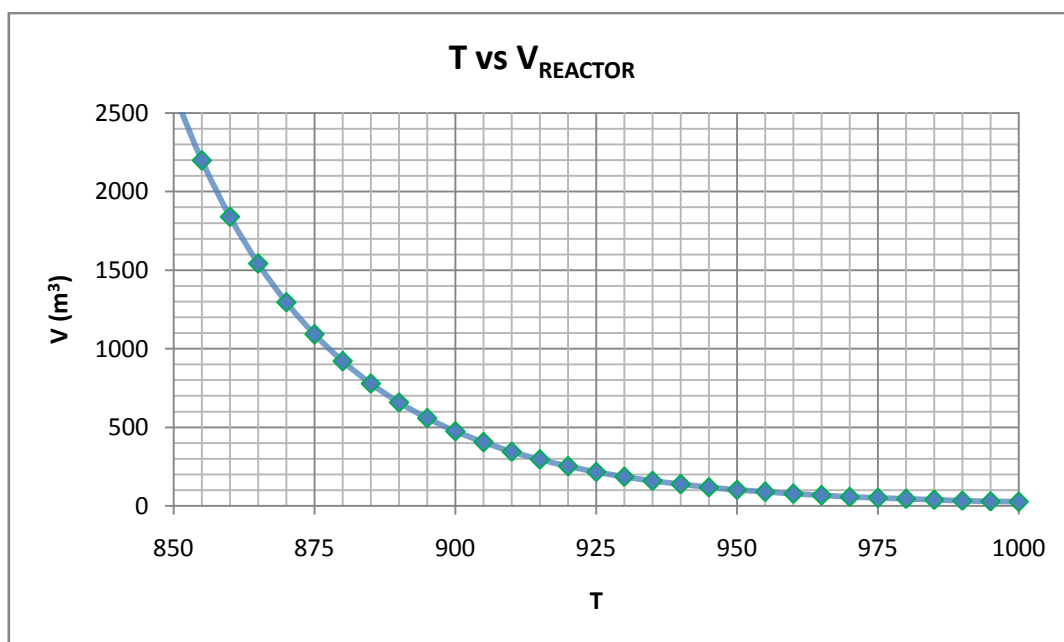


Figura 7.1. Representación del volumen del reactor frente a la temperatura

7.8. Obtención del volumen del reactor

A continuación se sustituirá los datos conocidos y se hallará el volumen del reactor.

Empezando por conocer cuál es el valor de la constante cinética registrada en la **ecuación A.7.4.**, su valor queda finalmente como:

$$k = 6,3 \cdot 10^{10} \cdot \exp\left(\frac{-52000 \text{ cal/mol}}{1,987 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}}\right) \cdot 975 \text{ K}}\right) = 0,0146 \left(\frac{\text{mol}}{\text{l}}\right)^{-1/2} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$k' = k \cdot [C_{HID}]^{0,5} = 0,137 \cdot 0,429^{0,5} = 0,089 \text{ s}^{-1}$$

Recordando que la conversión es del 50 %, se sustituye en la ecuación final de diseño **A.7.27.**

$$V = -\frac{Q_0}{k'} \cdot \ln(1 - x_{TOL}) = -\frac{0,432}{0,089} \cdot \ln(1 - 0,5)$$

$$V = 50,689 \text{ m}^3$$

Dados los resultados de la ecuación de diseño, es conveniente, por el gran volumen necesario para la reacción, diseñar tres reactores. Serán idénticos para la facilidad en los cálculos y por tanto, el volumen de cada reactor será de:

$$V = 16,9 \text{ m}^3$$

7.9. Dimensiones del reactor

Aunque, como se ha mencionado, el reactor es un intercambiador de calor por el que es necesario pasar agua como refrigerante para que el sistema no suba su temperatura, no es posible diseñar el mismo atendiendo a las dimensiones estándar por las que se rigen los intercambiadores según las normas TEMA. Es decir, no se puede elegir un modelo con un número determinado de tubos y un diámetro de carcasa estándar. Esto se debe al gran volumen de reacción.

Por ello, se estimarán las dimensiones fijando una longitud de tubos y el diámetro del mismo para hallar el número de tubos, el diámetro del haz de tubos y así el diámetro de carcasa.

Se fija el valor de 40 *ft* (12,192 *m*) de longitud y siguiendo la normativa, se escogen tubos de 1,25 *in* (31,75 *mm*) cuyo diámetro interno (determinado posteriormente en este anexo, concretamente en el **apartado 7.17**) es de 0,920 *in* (23,37 *mm*).

El fluido reaccionante es el que pasa por el interior de los tubos, luego el volumen de reacción corresponde a la suma del número total de tubos que componen el reactor con un volumen correspondiente al de un cilindro.

$$V = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot L \cdot N_{tubos} \quad [A. 7.28]$$

Donde:

V : Volumen de reactor; $16,9 \text{ m}^3$

D_i : Diámetro interno de los tubos; $0,023 \text{ m}$

L : Longitud de los tubos; $12,192 \text{ m}$

N_{tubos} : Número total de tubos

Sustituyendo y tomando un número entero inmediatamente superior, el número de tubos total del reactor será de:

$$N_{tubos} = 3232 \text{ tubos}$$

Con este número de tubos, se va a hallar el diámetro del haz de tubos que tiene el reactor. El diámetro del haz de tubos depende del número de tubos y de su distribución. Una estimación del diámetro del haz de tubos D_{haz} se puede obtener de la **ecuación 7.29**, la cual es una ecuación empírica basada en distribuciones estándar de tubos.

$$D_{haz} = D_o \cdot \left(\frac{N_t}{K_1}\right)^a \quad [A. 7.29]$$

Las constantes K_1 y a para usarlas en esta ecuación, para un arreglo triangular, son dadas en la **tabla A.7.2**:

Tabla A.7.2. Constantes de la ecuación A.7.29.

Arreglo triangular, Pitch = 1,25·D_o					
Nº Pasos	1	2	4	6	8
K_1	0,319	0,249	0,175	0,0743	0,0365
a	2,142	2,207	2,207	2,285	2,675

Sustituyendo dichas constantes correspondientes a un solo paso por tubos en la **ecuación A.7.29**, se tiene:

$$D_{haz} = 0,03175 m \cdot \left(\frac{3232}{0,319} \right)^{2,142} = 2,354 m = 2354 mm$$

A continuación se debe hallar el diámetro de la carcasa del reactor. El diámetro de carcasa se debe seleccionar de tal manera que se pueda obtener cierto espacio entre el diámetro del haz de tubos D_{haz} y el diámetro interior del casco D_C . Este espacio dependerá del tipo de intercambiador y las tolerancias de los fabricantes.

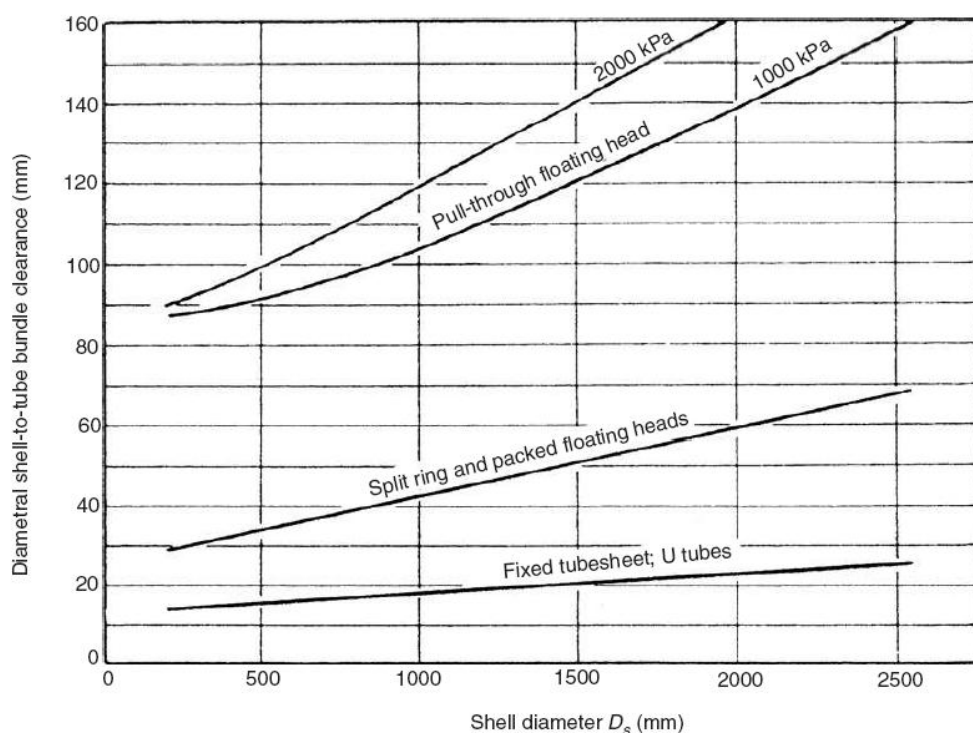


Fig. A.7.2. Distancia entre el haz de tubos y la carcasa

Esta figura indicará la distancia que habrá entre el diámetro de carcasa y el diámetro del haz de tubos. Para ello se supone un diámetro de carcasa y tomando la figura se busca la distancia que debe de haber entre ambos diámetros. Conocida dicha distancia se calcula el diámetro del haz de tubos. Si coincide con el calculado anteriormente, se tomará por bueno el diámetro de carcasa supuesto.

Por tanto, para el diseño que se lleva a cabo, el diámetro de carcasa será de 98 in (2,489 m).

7.10. Balance de energía del sistema

El balance de energía general que se aplica a reactores tubulares es el siguiente:

$$(A) = (E) - (S) + (G) - (C) \quad [A. 7.30]$$

Siendo cada término como sigue:

(A): Acumulación de energía calorífica en el elemento de dV .

$$(A) = m_T \cdot \bar{C}_p \cdot \frac{dT}{dt} \quad [A. 7.31]$$

(E): Flujo de entrada de energía calorífica en el elemento de dV .

(S): Flujo de salida de energía calorífica en el elemento de dV .

$$(E) - (S) = -m_T \cdot \bar{C}_p \cdot dT \quad [A. 7.32]$$

(G): Generación de energía calorífica por reacción en el elemento dV .

$$(G) = \frac{(-\Delta\bar{H}_r)(-r_{TOL})dV_R}{(-v_{TOL})} \quad [A. 7.33]$$

(C): Flujo de energía calorífica que se transmite a través del dV .

$$(C) = dQ \quad [A. 7.32]$$

Donde:

m_T : Caudal másico total (Es igual en la entrada que en la salida)

C_p : Capacidad calorífica

ΔH_r : Entalpia de reacción

v_{TOL} : Coeficiente de reacción del tolueno, 1

En estado estacionario el término de acumulación es igual a cero, $(A) = 0$; y la velocidad de intercambio de calor a través del elemento diferencial de volumen vendrá dada por:

$$dQ = U \cdot (T_m - T)dA \quad [A. 7.33]$$

U : Coeficiente global de transferencia de materia

T_m : Temperatura del agua de condensado como refrigerante

T : Temperatura del fluido

A su vez, el diferencial del área y volumen que indican el área y el volumen respectivamente del tubo de radio r de una longitud dl es:

$$dA = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot dl \quad [A. 7.34]$$

$$dV_R = \pi \cdot r^2 \cdot dl \quad [A. 7.35]$$

Teniendo en cuenta ambas ecuaciones, se tiene que:

$$dA = \frac{2 \cdot \pi \cdot r^2 \cdot dl}{r} = \frac{2}{r} dV_R = \frac{4}{D} dV_R \quad [A. 7.36]$$

Si se retoma la ecuación del balance de materia **A.7.16 del apartado 7.7**,

$$F_{TOL,o} \cdot dx_{TOL} = (-r_{TOL}) \cdot dV \rightarrow dV_R = \frac{F_{TOL,o} \cdot dx_{TOL}}{(-r_{TOL})}$$

La **ecuación A.7.36** quedaría de la siguiente manera:

$$dA = \frac{4}{D} \cdot \frac{F_{TOL,o} \cdot dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} \quad [A.7.37]$$

El término de velocidad de intercambio se expresa entonces como:

$$dQ = U \cdot (T_m - T) \cdot \frac{4}{D} \cdot \frac{F_{TOL,o} \cdot dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} \quad [A.7.38]$$

Y el balance de energía queda hasta ahora como:

$$0 = -m_T \cdot \bar{c}_P \cdot dT + \frac{(-\Delta\bar{H}_r)(-r_{TOL})dV_R}{(-v_{TOL})} + U \cdot (T_m - T) \frac{4}{D} \cdot \frac{F_{TOL,o} \cdot dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} \rightarrow$$

$$U(T - T_m) \frac{4}{D} \cdot \frac{F_{TOL,o} \cdot dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} = -m_T \bar{c}_P dT + \frac{(-\Delta\bar{H}_r)(-r_{TOL})dV_R}{(-v_{TOL})} \quad [A.7.39]$$

El dV_R del último término podemos igualmente sustituirlo por la ecuación del balance de materia:

$$U(T - T_m) \frac{4}{D} \cdot \frac{F_{TOL,o} \cdot dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} = -m_T \bar{c}_P dT + \frac{(-\Delta\bar{H}_r) \cdot F_{TOL,o} \cdot dx_{TOL}}{(-v_{TOL})} \quad [A.7.40]$$

En condiciones isotérmicas, la temperatura final e inicial del fluido es la misma, ya que todo el calor que se libera durante la reacción química es transmitido a través de la pared de los tubos, por ello el dT es nulo.

Integrando esta última expresión y cambiando de signo ambos lados:

$$\frac{4 \cdot F_{TOL,o} \cdot U}{D} \cdot \int_0^{x_f} (T_m - T) \frac{dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} = \frac{(\Delta\bar{H}_r) \cdot F_{TOL,o}}{(-v_{TOL})} \cdot \int_0^{x_f} dx_{TOL} \quad [A.7.41]$$

Como T es constante, el calor necesario para que el sistema sea isotérmico vendrá dado por la siguiente expresión:

$$Q = \frac{4 \cdot F_{TOL,o} \cdot U \cdot (T_m - T)}{D} \cdot \int_0^{x_f} \frac{dx_{TOL}}{(-r_{TOL})} = \frac{(\Delta \bar{H}_r) \cdot F_{TOL,o}}{(-v_{TOL})} \cdot x_{TOL,f} \quad [A. 7.42]$$

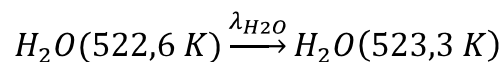
Dada la dificultad que entraña calcular ΔH_R a altas presiones y temperaturas, el valor del calor intercambiado es obtenido con el programa de simulación *Chemcad Versión 6*.

$$Q = -3,805 \times 10^6 \text{ J/s}$$

7.11. Calor intercambiado y caudal de agua

El calor liberado durante la reacción (Q) es el mismo que retira el agua y por el cual cambia su estado.

El condensado que entra por la carcasa del reactor a 249,6 °C sufre un cambio de fase alcanzando los 250,3 °C.



Siendo λ_{H_2O} el calor latente al pasar de líquido a vapor.

El balance que se le apropia al agua conlleva la estimación del calor latente. El cambio en las propiedades físicas al tomar el calor del fluido, es debido a este calor.

El calor retirado por el fluido frío rige la siguiente ecuación:

$$Q = m_{H_2O} \cdot \lambda_{H_2O} \quad [A. 7.43]$$

Calculando el calor antedicho se puede hallar el caudal del agua de condensado que fluirá por la carcasa al despejarlo de la última ecuación:

$$\lambda_{H_2O} = 2,983 \times 10^7 \text{ J/kmol}$$

Luego, el resultado es:

$$m_{H_2O} = 459,202 \text{ kmol/h}$$

7.12. Propiedades de los fluidos

El fluido que circula por los tubos tiene las siguientes características:

- Temperatura de entrada: 975 K
- Temperatura de salida: 975 K
- Temperatura media: 975 K
- Densidad media, $\rho_m = 7,194 \text{ kg/m}^3$
- Viscosidad media, $\mu_m = 2,5 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
- Capacidad calorífica media, $Cp_m = 4019,421 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$
- Conductividad media, $k_m = 0,236 \text{ W/m}\cdot\text{K}$
- Presión de operación en tubos: 34,5 bar

Por otro lado, el fluido calefactor que permite que el fluido en el interior de los tubos mantenga una temperatura constante, tiene las siguientes propiedades:

- Temperatura de entrada: 249,6 K
- Temperatura de salida: 250,3 K
- Temperatura media: 249,95 K
- Densidad media, $\rho_m = 407,815 \text{ kg/m}^3$
- Viscosidad media, $\mu_m = 6,324 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$

- Capacidad calorífica media, $C_{p_m} = 4376,21 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$
- Conductividad media, $k_m = 0,332 \text{ W/m}\cdot\text{K}$
- Presión de operación en carcasa: $39,65 \text{ bar}$

A continuación se diseñará el reactor siguiendo los mismos procedimientos que se hicieron en el cálculo del diseño de los intercambiadores.

7.13. Diferencia media logarítmica de temperatura

La diferencia media de temperatura logarítmica se obtiene siguiendo el perfil real de temperaturas de los fluidos a lo largo del intercambiador y es una representación exacta de la diferencia de temperatura promedio entre los fluidos caliente y frío. Realmente refleja el decaimiento de la diferencia de temperatura local.

Para el cálculo de esta temperatura media logarítmica (ΔT_{ml}) se hace uso de la siguiente expresión, donde los subíndices C y F se refieren a las corrientes de fluido caliente y frío respectivamente, y “1” y “2” para la entrada y la salida respectivamente del intercambiador.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{C2} - T_{F1}) - (T_{C1} - T_{F2})}{\ln \left(\frac{(T_{C2} - T_{F1})}{(T_{C1} - T_{F2})} \right)} \quad [A. 7.43]$$

Sustituyendo los valores de las temperaturas de los fluidos en esta última ecuación:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(975 - 249,6) - (975 - 250,3)}{\ln \left(\frac{975 - 249,6}{975 - 250,3} \right)} = 452,05 \text{ K}$$

Como la configuración del reactor es un paso por tubos y otro por carcasa, no será necesario corregir esta temperatura.

7.14. Características del reactor

Se tomarán las siguientes consideraciones para las dimensiones del reactor:

- Se elige un intercambiador de tipo TEMA modelo AET ya que los cabezales son desmontables y permiten su limpieza.
- El intercambiador de calor tiene una configuración de un paso por carcasa y otro por tubos.
- Tiene una disposición de *tresbolillo* y el pitch es de 1 ⁹/₁₆ pulgada (*in*).
- El diámetro exterior de los tubos es de 1,25 *in* y el espesor es de 8 BWG (0,165 *in*), obteniendo así un diámetro interno de 0,920 *in*. La longitud de los tubos es de 40 *ft* (12,192 *m*) y el número total de ellos es de 3232.
- El diámetro de la carcasa es de 98 *in*.
- El material usado para los tubos es de acero inoxidable AISI TP347L y el de la carcasa es acero al carbono SA-285.

La elección de estas características viene dado por un extenso cálculo que durante el desarrollo de este anexo se irá viendo. Pero antes es conveniente explicar el balance energético que se realiza a partir de estas dimensiones.

7.15. Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U

Para que la reacción se lleve a cabo de forma isotérmica en el reactor, el agua y los reactivos y productos fluyen separados por una pared sólida. El agua retendrá el calor que libera la reacción. Este calor se transfiere del fluido hacia la pared de los tubos por convección, después a través de la pared por conducción y, por último, de la pared hacia el fluido frío de nuevo por convección. Los efectos de la radiación suelen incluirse en los coeficientes de transferencia de calor por convección.

Esta red de resistencias térmicas contiene dos resistencias a la convección (interna y externa a los tubos) y una a la conducción. La resistencia térmica total queda:

$$R_{total} = R_i + R_{pared} + R_o = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{\ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad [A.7.44]$$

En este caso, los subíndices i y o se refieren a la superficie interior y exterior de los tubos, respectivamente, por su significado en inglés, *in* y *out*. Para el intercambiador, se tiene $A_i = \pi \cdot D_i \cdot L$ y $A_o = \pi \cdot D_o \cdot L$

Además k es la conductividad térmica del material y L la longitud de los tubos. h_i y h_o son los coeficientes individuales de convección interior y exterior, respectivamente.

Resulta conveniente combinar todas las resistencias que se encuentran en la trayectoria del flujo de calor de fluido caliente hacia el frío en una sola resistencia R y expresar la velocidad de transferencia de calor entre los dos fluidos como:

$$Q = \frac{\Delta T_{ml}}{R} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} = U_i \cdot A_i \cdot \Delta T_{ml} = U_o \cdot A_o \cdot \Delta T_{ml} \quad [A.7.45]$$

Cancelando ΔT_{ml} , la ecuación anterior se convierte en:

$$\frac{1}{U \cdot A} = \frac{1}{U_i \cdot A_i} = \frac{1}{U_o \cdot A_o} = R = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + R_{pared} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad [A.7.46]$$

El rendimiento de intercambiador suele deteriorarse con el paso del tiempo como resultado de la acumulación de depósitos sobre las superficies de transferencia de calor. La capa de depósitos representa una resistencia adicional para la transferencia y provoca una disminución de la misma. El efecto neto de estas acumulaciones se representa por un factor de

incrustación R_f el cual es una medida de la resistencia térmica introducida por la incrustación.

Este factor depende de la temperatura de operación, de la velocidad de los fluidos y de la duración del servicio. La incrustación se incrementa al aumentar la temperatura y disminuir la velocidad.

La relación del coeficiente global de transferencia de calor dada con anterioridad es necesaria modificarla para tomar en cuenta los efectos de la incrustación sobre la superficie interior y exterior del tubo. Para un intercambiador carcasa y tubo, se puede expresar como:

$$\frac{1}{U \cdot A} = R = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{R''_{f,i}}{A_i} + \frac{\ln(r_o/r_i)}{2\pi kL} + \frac{R''_{f,o}}{A_o} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad [A.7.47]$$

El coeficiente global de intercambio de calor no tiene significado a menos que se especifique el área sobre la cual se basa. Por ello, se expresará el coeficiente global de intercambio de calor referido al área exterior y en función del diámetro interior y exterior de los tubos.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{D_o}{h_i \cdot D_i} + \frac{D_o}{D_i} \cdot R''_{f,i} + \frac{D_o \cdot \ln(r_o/r_i)}{2 \cdot k_m} + R''_{f,o} + \frac{1}{h_o} \quad [A.7.48]$$

A continuación se hallará cada uno de los términos que se encuentran en esta última expresión para poder hallar el coeficiente global de transferencia.

7.15.1. Cálculo del coeficiente individual de película interna, h_i

El cálculo del coeficiente de película interna se puede calcular a partir de la expresión que define el número de *Nusselt*, que es un número adimensional que representa la mejora de transferencia de calor a través de

una capa de fluido como resultado de la convección en relación con la conducción a través de la misma capa:

$$Nu_d = \frac{h_i \cdot D_i}{k} \quad [A. 7.49]$$

A su vez, es necesario conocer otra correlación que depende del número de *Reynolds* (Re) y del *Prandtl* (Pr) y que es una ecuación empírica llamada *Dittus-Boelter* que se representa mediante una simple relación de la ley de las potencias de la forma:

$$Nu_d = 0,023 \cdot Re^{4/5} \cdot Pr^n \quad [A. 7.50]$$

Aunque viene representada en la bibliografía de muchas formas diferentes, se escoge esta porque se considera flujo turbulento. Con respecto a n , en este caso se toma un valor de 0,3, ya que es el fluido que circula por los tubos es el que cede el calor; (en caso contrario sería $n = 0,4$).

Conocido esto, se comenzará por el cálculo del *Reynolds* para la corriente que circula por el interior de los tubos mediante la siguiente expresión:

$$Re = \frac{G \cdot D_i}{\mu} \quad [A. 7.51]$$

Donde μ es la viscosidad media en $Pa \cdot s$ y G es la velocidad másica en $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ y viene dado por la siguiente expresión:

$$G = \frac{4 \cdot m_T \cdot n_T}{\pi \cdot D_i^2 \cdot N_T} \quad [A. 7.52]$$

Donde:

m_T : Caudal másico total que circula por los tubos (16,039 kg/s)

D_i : Diámetro interno de los tubos (0,023 m)

N_T : Número de tubos (3232)

n_T : Número de pasos por tubo (1).

μ : Viscosidad media ($2,5 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$)

Sustituyendo los datos, se obtiene los siguientes valores:

$$G = \frac{4 \cdot 16,039 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{s}}\right) \cdot 1}{\pi \cdot 0,023^2 (\text{m}^2) \cdot 3232} = 11,571 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$Re = \frac{11,571 \cdot 0,018}{2,5 \times 10^{-5}} = 1,082 \times 10^4$$

El número de *Prandtl* será calculado a partir de la siguiente ecuación:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad [A. 7.53]$$

Como se aprecia se calcula a partir de las propiedades medias del fluido circulante por los tubos.

$$Pr = \frac{4019,421 \cdot 2,5 \times 10^{-5}}{0,236} = 0,426$$

Conocidos todos estos datos, se procede a calcular el número de *Nusselt* a partir de la **ecuación A.7.50**:

$$Nu_d = 0,023 \cdot (1,082 \times 10^4)^{4/5} \cdot 0,426^{0,3} = 30,053$$

Sustituyendo de la **ecuación A.7.49** el coeficiente de película interna y sustituyendo el valor de Nu_d :

$$h_i = \frac{k \cdot Nu_d}{D_i} = \frac{0,226 \left(\frac{W}{m \cdot K} \right) \cdot 30,053}{0,023 (m)} = 303,127 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

7.15.2. Cálculo del coeficiente individual de película externa, h_o

El cálculo del coeficiente de película externa del lado de la carcasa es bastante más complejo que el correspondiente al lado de los tubos. Un método válido para la ocasión es el de *Kern*.

El número de *Nusselt* se corresponde ahora con la misma expresión pero referidas a las dimensiones exteriores.

$$Nu_d = \frac{h_o \cdot D_{io}}{k} \quad [A. 7.54]$$

Para el flujo que circula por el exterior de los tubos se puede utilizar la fórmula de *Churchill y Berstein* que cubre todo el rango de *Re* y se recomienda para $Re \cdot Pr > 0,2$:

$$Nu_d = 0,3 + \frac{0,62 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{1/3}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{Pr} \right)^{2/3} \right]^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re}{282000} \right)^{5/8} \right]^{4/5} \quad [A. 7.55]$$

Calculando el *Re* y el *Pr*:

$$Re = \frac{G \cdot D_C}{\mu} \quad [A. 7.56]$$

Donde μ es la viscosidad media del agua en $Pa \cdot s$ y G es la velocidad másica en $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ y D_C el diámetro de carcasa en m :

$$G = \frac{4 \cdot m_{H_2O}}{\pi \cdot (D_C^2 - N_T \cdot D_o^2) \cdot X} \quad [A. 7.57]$$

Siendo

m_{H_2O} : Caudal másico que circula por los tubos (2,298 kg/s)

D_c : Diámetro de carcasa (2,489 m)

N_T : Número de tubos (3232)

D_o : Diámetro externo de los tubos (0,03175 m).

X : Relación entre Pitch y diámetro exterior de los tubos (1,25)

Sustituyendo los datos, se obtiene los siguientes valores:

$$G = \frac{4 \cdot 2,298 \left(\frac{Kg}{s}\right)}{\pi \cdot (2,489^2 - 3232 \cdot 0,03175^2)(m^2) \cdot 1,25} = 0,797 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

$$Re = \frac{0,797 \cdot 2,489}{6,324 \times 10^{-5}} = 3,136 \times 10^4$$

El número de *Prandtl* se calculará con la misma expresión pero con los datos de las propiedades del agua.

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad [A. 7.58]$$

$$Pr = \frac{4376,21 \cdot 6,324 \times 10^{-5}}{0,332} = 0,834$$

Conocidos todos estos datos, se procede a calcular el número de *Nusselt* a partir de la **ecuación A.7.55**:

$$Nu_d = 0,3 + \frac{0,62 \cdot (3,136 \times 10^4)^{0,5} \cdot (0,834)^{1/3}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{0,834}\right)^{2/3}\right]^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{3,136 \times 10^4}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5}$$

$$Nu_d = 110,185$$

Sustituyendo de la **ecuación A.7.54** el coeficiente de película interna y sustituyendo el valor de Nu_d :

$$h_o = \frac{k \cdot Nu_d}{D_o} = \frac{0,332 \left(\frac{W}{m \cdot K} \right) \cdot 110,185}{0,03175 \text{ m}} = 1151,130 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

7.15.3. Factores de incrustación interno $R''_{f,i}$ y externo $R''_{f,o}$

Para el caso de estudio los factores de incrustación (*Fouling Factor*) son $R''_{f,o} = 0,0002 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{W}^{-1}$ y $R''_{f,i} = 0,00001 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{W}^{-1}$ recomendados por la normativa TEMA en la sección 10.

7.15.4. Conductividad térmica del material

Para hallar la resistencia a la conducción, es necesario conocer la conductividad térmica del material.

Como antes se comentó el material de los tubos es acero inoxidable TP 347L y su conductividad depende de la temperatura máxima a la que fluya la corriente, en este caso es de 975 K. Según los datos recogidos en la 3ª edición de Alan J. Chapman titulado “*Transmisión de calor*” se obtiene una conductividad térmica de $k_m = 24,4 \text{ W/m}\cdot\text{K}$ (**Fig. 11.1. Anexo 11**)

Conocidos ya los valores de los coeficientes individuales de película, tanto interna como externa, los factores de incrustación, y la conductividad térmica del metal, se puede calcular el coeficiente global de transferencia de calor a partir de las resistencias dadas en la **ecuación A.7.48**.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{0,03175 \text{ m}}{303,127 \frac{W}{m^2K} \cdot 0,024 \text{ m}} + \frac{0,03175 \text{ m}}{0,023 \text{ m}} \cdot 0,0002 \frac{m^2K}{W}$$

$$+ \frac{0,03175 \text{ m} \cdot \ln\left(\frac{0,03175}{0,024}\right)}{2 \cdot 24,4 \frac{W}{m \cdot K}} + 0,00001 \frac{m^2K}{W} + \frac{1}{1151,13 \frac{W}{m^2K}}$$

$$\frac{1}{U_o} = 0,006 \frac{m^2K}{W}$$

Tomando así el coeficiente global de transferencia de calor un valor de:

$$U_o = 171,464 \frac{W}{m^2K}$$

7.16. Área de intercambio necesaria

Cuando se realizó el balance de energía se introdujo la ecuación de la velocidad de transferencia de calor; y es a partir de ella como se calculará el área necesaria para poder transferir ese calor de un fluido a otro.

Del balance, que quedó expresada de manera análoga a la ley de Newton de enfriamiento como:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$$

Siendo

Q : Velocidad de transferencia de calor expresado en $J \cdot s^{-1}$

U : Coeficiente global de transferencia de calor en $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$

A : Área necesaria para la transferencia de calor en m^2

ΔT : Diferencia de temperatura media logarítmica entre los fluidos en K .

Se obtiene ahora:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad [A. 7.59]$$

Sustituyendo los todos los datos calculados en este anexo:

$$A = \frac{3,805 \times 10^6 \text{ (J/s)}}{171,464 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \cdot 452,05 \text{ (K)}} = 49,090 \text{ m}^2$$

7.15. Números de tubos necesarios

Elegidas las dimensiones y conociendo el área de intercambio, es muy sencillo hallar el número de tubos.

Determinada la longitud de los tubos de 12,192 m (480 in) se calcula el área de un solo tubo:

$$A_{1 \text{ tubo}} = \pi \cdot D_o \cdot L \quad [A. 7.60]$$

$$A_{1 \text{ tubo}} = \pi \cdot 0,03175 \cdot 480 = 1,216 \text{ m}^2$$

Si dividimos el área de transferencia necesaria por el área de un tubo se obtendrá el número de tubos:

$$N_T = \frac{A_S}{A_{1 \text{ tubo}}} \quad [A. 7.61]$$

$$N_T = \frac{49,09 \text{ m}^2}{1,216 \text{ m}^2} = 40,37 \text{ tubos}$$

Comprobando así que, al ser menos tubos que los que se estimaron al principio, la transferencia de calor se realizará sin ningún inconveniente.

7.16. Deflectores o baffles

Es sabido que los coeficientes de transferencia de calor crecen al aumentar la velocidad de los fluidos. Por este motivo, casi siempre se colocan en la carcasa, deflectores de flujo o baffles que orientan el movimiento del fluido en la dirección perpendicular al eje de los tubos.

El más común es el deflector segmentado, que son placas circulares del casi mismo diámetro que la carcasa, a las cuales se les efectúa un corte horizontal o vertical. Estas placas van montadas dentro de la carcasa de tal modo que en placas consecutivas los cortes se encuentran girados 180°. Obviamente, estas placas deben estar perforadas para permitir que los tubos las atraviesen.

El fluido entonces se ve obligado a efectuar el recorrido que marcan los deflectores para alcanzar la boca de salida.

En este apartado se calculará el espaciamiento entre ellos, el número total y su espesor.

7.16.1. Espaciamiento entre deflectores

Para conocer la distancia que hay entre deflectores se debe calcular la media entre la separación máxima permisible y la mínima.

La separación mínima permisible puede ser o un valor de 2 *pulgadas* o una quinta parte del diámetro de carcasa. El valor más alto de estos se tomará como el espaciamiento mínimo que debe de haber.

Denotando como $P_{ef,min}$ a la separación mínima y sabiendo que el diámetro de la carcasa (D_c) es de 2,489 m, su quinta parte será:

$$P_{ef,min} = \frac{1}{5} D_c = \frac{1}{5} \cdot 2,489 = 0,498 \text{ m (19,6 in)} \quad [A. 7.62]$$

Como se ve, la separación mínima es mayor por este último método, por lo tanto, este será la elegida.

Por otro lado, la separación máxima depende del material y del diámetro externo de los tubos. Si se atiende a la *tabla A.11.3* del anexo de tablas y sabiendo que el material es de acero inoxidable y el diámetro externo es de 1,25 pulgadas, se puede decir que el espaciamiento máximo entre deflectores es de:

$$P_{ef,m\acute{a}x} = 2,235 \text{ m (88 in)}$$

Haciendo una media entre la distancia mínima y máxima se tiene que el espaciamiento entre los deflectores P_{ef} es de:

$$P_{ef} = \frac{0,497 \text{ m} + 2,235 \text{ m}}{2} = 1,366 \text{ m (53,8 in)}$$

7.16.2. Numero de deflectores

El número de deflectores se calcula como el cociente entre la longitud de los tubos y el espaciamiento entre deflectores.

$$N_c = \frac{L}{P_{ef}} \quad [A. 7.63]$$

Siendo N_c el número de deflectores; la longitud de los tubos es ya conocida y tiene un valor de 12,192 m y el espaciamiento fue calculado anteriormente:

$$N_c = \frac{12,192 \text{ m}}{1,366 \text{ m}} = 8,92 \text{ deflectores}$$

Se usará por tanto un total de:

$$N_c = 9 \text{ deflectores}$$

Al utilizar 9 deflectores a lo largo del reactor, el espaciamiento definitivo entre ellos será finalmente de 1,35 m.

7.16.3. Espesor de los deflectores

Como establecen las normas TEMA el espesor es función del diámetro nominal de la carcasa (2,489 m o 98 in) y de la separación entre los deflectores (1,35 m o 53,3 in).

Como se comprueba en la *tabla A.11.4* se tiene un espesor comercial de 3/4 in, es decir, 19,1 mm.

7.16.4. Diámetro de los deflectores

Como antes se introduzco, el diámetro de los deflectores es algo menor al de la carcasa dejando siempre un segmento libre.

Según la bibliografía, concretamente se consultó el libro “*Process Heat Transfers*” de *Robert W. Serth* (Elsevier, 2007), el diámetro del deflector puede expresarse como:

$$D_b = D_C - \delta_{S-B} \quad [A. 7.64]$$

Donde D_b y D_C son los diámetros del deflector y de la carcasa respectivamente y siendo δ_{S-B} la distancia entre la carcasa y el propio deflector. Y éste se calcula de la siguiente manera:

$$\delta_{S-B} = 0,8 + 0,002 \cdot D_C + 0,75 \quad [A. 7.65]$$

$$\delta_{S-B} = 0,8 + 0,002 \cdot 2489 \text{ mm} + 0,75 = 6,53 \text{ mm}$$

Por lo tanto, queda con un diámetro de deflector de 2,482 m (97,74 in).

7.17. Diseño mecánico

En este apartado se calcularán los espesores tanto de los tubos como el de la carcasa.

7.17.1. Espesor de los tubos

Los cálculos seguidos para conseguir hallar el espesor de los tubos del intercambiador han sido realizados según el Código ASME B31.3.

Conforme al mismo, el espesor de los tubos, que se consideran conducciones cilíndricas de pequeño diámetro sometidos a presión, será calculado con la siguiente ecuación:

$$t = \left(\frac{D_o \cdot P_D}{2 \cdot (S \cdot E + Y \cdot P_D)} + C \right) \left(\frac{1}{1 - \frac{M}{100}} \right) \quad [A. 7.66]$$

Donde:

D_o : Diámetro exterior de los tubos

P_D : Presión de diseño

S : Tensión máxima permisible

E : Eficiencia de la soldadura

Y : Coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura de diseño

C : Margen por corrosión

M : Tolerancia de fabricación

En adelante se calcularán cada uno de estos términos que intervienen en la **ecuación A.7.66**.

- **Diámetro exterior de los tubos, D_o**

Como ya se ha comentado en numerosas ocasiones el diámetro exterior de los tubos es de 1,25 *pulgadas* (de aquí en adelante será necesario utilizar los términos en unidades anglosajonas).

- **Presión de diseño, P_D**

La presión de diseño es un 10% mayor a la presión de operación. En este caso, la presión de operación es de 34,5 *bar*.

$$P_D = 1,1 \cdot P_{operación} \quad [A. 7.67]$$

$$P_D = 1,1 \cdot 34,5 = 37,4 \text{ bar (542,442 psi)}^{*3)}$$

- **Tensión máxima permisible, S**

Para determinar la tensión máxima que puede permitir el material de los tubos se recurre a la **Tabla A.11.6** donde la tensión máxima admisible para acero inoxidable TP347L es de 4900 *psi* para temperaturas que rondan los 1300 *°F*.

- **Eficiencia de la soldadura, E**

La eficiencia de la soldadura mide la disminución de la eficiencia del material debido a que las uniones soldadas no son tan resistentes como el resto del material. Se recurre a la **tabla A.11.5** del **Anexo 11** para concluir

*3) *psi*, *pounds per square inch* (libras por pulgada). Unidad de presión en el sistema anglosajón de unidades. 1 *psi*=14,5038 *bar*.

que la eficiencia para tubos sin costura que tengan una junta a tope u otro método mediante el que se obtenga la misma calidad de soldadura del material depositado por el interior y el exterior de los tubos toma un valor de 1.

- **Factor Y**

Y es un coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura de diseño. Este se obtiene a partir de la siguiente **tabla A.11.7**.

Para una temperatura por encima de los 621 °C, como es el caso, y para un material austenítico, se tiene un *factor Y* de 0,7.

- **Margen de corrosión, C**

Según el Código ASME VIII-Div.1, para diseñar unidades de proceso que puedan ser sometidas a corrosión, erosión o abrasión mecánica, es necesario definir un margen de corrosión, capaz de predecir el desgaste del espesor, asegurando que la vida útil del equipo sea la prevista.

Se considera un desgaste por corrosión de 5 *milésimas de pulgada* por año siendo este satisfactorio para recipientes y tuberías.

La vida media esperada para un recipiente, es más bien de una cuestión económica. Se considera un valor moderado para la vida de operación, principalmente por razones de seguridad, así que se tomará una vida de 15 años.

El margen de corrosión se tomará como el valor del desgaste producido durante ésta, por lo tanto $C=0,005 \text{ in/año}$.

Calculado así el valor de *C*:

$$C = 15 \text{ años} \cdot 0,005 \frac{\text{in}}{\text{año}} = 0,075 \text{ in} = 0,1905 \text{ cm} \quad [\text{A. 7.68}]$$

Tolerancia de fabricación, M

Las tuberías sin costura tienen una tolerancia considerable en el espesor. En este caso la tolerancia en el espesor de pared es de 12,5%.

Sustituyendo todos los datos obtenidos se puede hallar el espesor del tubo:

$$t = \left(\frac{1,25 \text{ in} \cdot 550,419 \text{ psi}}{2 \cdot (4900 \text{ psi} \cdot 1 + 0,4 \cdot 550,419 \text{ psi})} + 0,075 \text{ in} \right) \left(\frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}} \right)$$

$$t = 0,160 \text{ in} (4,067 \text{ mm})$$

Como es siempre necesario se recurre a las tablas para encontrar el espesor normalizado correspondiente al diámetro externo del tubo. Por ello, yendo a la *tabla A.11.8* del *anexo 11*, se aprecia como el valor inmediatamente superior al calculado es de 0,165 in (8 BWG):

$$t_{\text{tubos}} = 0,165 \text{ in} (8 \text{ BWG})^{*4)}$$

7.17.2. Espesor de la carcasa

En primer lugar, es imprescindible, antes de abordar el cálculo del espesor de carcasa, conocer el espesor mínimo que, por normativa y por el material del que está formado, debe tener. Según el código ASME, sección VIII, división 1 el espesor mínimo es:

*4) Los espesores se definen por un número de calibre o gage BWG (*Birmingham Wire Gage*).

$$t_{min}(mm) = 5 + C = 5 + 1,905 \text{ mm} = 6,905 \text{ mm} = 0,196 \text{ in}$$

Por otro lado, según el material que se utiliza, acero al carbono, este debe ser como mínimo:

$$t_{min}(mm) = 12,7 \text{ mm} = 0,323 \text{ in}$$

De entre ambos se escoge el mayor, siendo finalmente el espesor mínimo de carcasa de 12,7 mm.

Para calcular entonces el espesor de la carcasa se sigue el método expuesto en el código ASME-VII-1.

Se deben considerar los esfuerzos provocados por la presión interna ya que los esfuerzos que pueden afectar al equipo (*tabla A.7.3*), son prácticamente insignificantes en condiciones normales con respecto a la presión interna a la que se somete el mismo.

Tabla. A.7.3. Tensiones a las que está sometido el equipo

Carga	Tensiones circunferenciales		Tensiones longitudinales	
	Tracción	Compresión	Tracción	Compresión
Presión interior	X		X	
Presión exterior				
Peso				X
Viento			X	X
Seísmo			X	X

Teniendo en cuenta que esas tensiones internas son longitudinales y circunferenciales, debe hallarse el espesor que podría soportar cada una por separadas. El mayor valor obtenido será el espesor más adecuado para el diseño.

Las relaciones que permitirán calcular el espesor se dan a continuación:

Tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{P_D \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_D} \quad [A. 7.69]$$

Tensión longitudinal:

$$t_{long} = \frac{P_D \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,4 \cdot P_D} \quad [A. 7.70]$$

Donde:

P_D : Presión de diseño interna.

R : Radio interior de la envolvente

S : Máxima tensión admisible

E : Eficiencia de junta

De la misma manera que se hizo al calcular el espesor de los tubos, se determinará cada término ahora bajo estas líneas.

- **Presión de diseño interna, P_D**

En esta ocasión se escogerá la presión de diseño mayor entre dos valores. Por norma o es como mínimo 30 *psi* o un 10% mayor a la presión de operación.

El vapor que circula por la carcasa lo hace a una P_{op} de 39,65 *bar*, es decir 575,076 *psi*. Si la presión de diseño es un 10% mayor se tiene que:

$$P_D = 632,583 \text{ psi}$$

Como este último es la mayor, se toma ésta.

- **Radio interior de la envolvente, R**

El radio de la envolvente no es más que el radio de la carcasa. Conocido su diámetro $D_C = 2,489 \text{ m}$ (98 in), su radio será:

$$R = 1,245 \text{ m} = 49 \text{ in}$$

- **Temperatura de diseño, T_D**

La temperatura de diseño se calcula para poder considerar ésta al calcular la máxima tensión permisible.

La temperatura de diseño es $20 \text{ }^\circ\text{C}$ superior a la máxima temperatura que consigue el fluido en la carcasa; esta es $250,3 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$T_D = 250,3 \text{ }^\circ\text{C} + 20^\circ\text{C} = 270,3^\circ\text{C} = 518,54 \text{ }^\circ\text{F}$$

- **Máxima tensión admisible, S**

Para determinar la tensión máxima que puede permitir el material de la carcasa se recurre a la *tabla A.11.6* para temperaturas inferiores a $600 \text{ }^\circ\text{F}$ donde la tensión máxima admisible para acero al carbono SA-285 en placas es de 13300 psi .

- **Eficiencia de junta, E**

Volviendo a la *tabla A.11.5* del *Anexo 9* para una junta a tope con doble cordón u otro método mediante el que se obtenga la misma calidad de soldadura del material depositado y siendo examinadas las juntas por zonas pero radiografiadas por zonas de eficiencia de soldadura, la eficiencia de soldadura toma un valor de 0,85.

Sustituyendo todos los datos en la *ecuación A.7.69* y *A.7.70* se tiene:

La tensión circunferencial:

$$t_{circ} = \frac{632,583 \text{ psi} \cdot 49 \text{ in}}{13300 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 632,583 \text{ psi}} = 2,837 \text{ in}$$

La tensión longitudinal:

$$t_{long} = \frac{632,583 \text{ psi} \cdot 49 \text{ in}}{2 \cdot 13300 \text{ psi} \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 632,583 \text{ psi}} = 1,356 \text{ in}$$

El mayor valor de los dos es el de la tensión circunferencial, por tanto y de momento, este será el valor del espesor exento de corrosión.

Añadiendo el sobreespesor por corrosión se tiene:

$$t = 2,837 \text{ in} + C = 2,837 \text{ in} + 0,075 \text{ in} = 2,912 \text{ in}$$

Y nuevamente se acude a las tablas para buscar el espesor comercial, en este caso de chapas gruesas, que es el inmediatamente superior a este último:

$$t_{carcasa} = 76,2 \text{ mm} = 3 \text{ in}$$

7.18. Pérdidas de carga

Las pérdidas de carga dependen de las propiedades del fluido, como la densidad y la viscosidad; de la velocidad a la que este pasa y de las dimensiones del equipo. En este apartado se evaluarán tanto las pérdidas de carga en los tubos como en la carcasa.

7.18.1. Pérdida de carga en los tubos

Para hallar la pérdida de carga en los tubos se utiliza la ecuación de *Fanning*:

$$\Delta P_{tubos} = \frac{f \cdot G^2 \cdot L}{D_i \cdot \rho} \quad [A.7.71]$$

Siendo:

f : Factor de fricción

G : Velocidad másica del fluido que circula por los tubos

L : Longitud de los tubos

D_i : Diámetro interno de los tubos

ρ : Densidad media del fluido que circula por los tubos

El único término que falta por conocer es el factor de fricción, que se halla a raíz del diagrama de *Moody*.

El resto se calculó a lo largo del presente anexo, así que se expondrá una tabla con los valores de los mismos.

Tabla A.7.4. Propiedades del tolueno y características de los tubos

Densidad media	7,194 kg/m ³
G	11,571 kg/m ² ·s
D_i	0,023 m
Longitud tubos, L	12,192 m

7.18.1. 1. Cálculo del factor de fricción

El factor de fricción f , se determina a partir del diagrama de *Moody* expuesto en la *figura A.11.2* del *Anexo 11*. Para hallarlo es necesario conocer el número de Reynolds y la rugosidad relativa de los tubos.

El número de Reynolds fue calculado en el *apartado 7.15.1* del presente anexo y tiene un valor de:

$$Re = 1,082 \times 10^4$$

La rugosidad absoluta (ε) para aceros inoxidables comerciales es de:

$$\varepsilon = 0,002 \text{ mm}$$

Por tanto, la rugosidad relativa será de:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,0001$$

Ahora se está en condiciones de dirigirse al diagrama de *Moddy* donde el factor de fricción obtiene un valor de:

$$f = 0,03$$

Volviendo a la *ecuación A.7.71* se podrá calcular la pérdida de carga en los tubos.

$$\Delta P_{tubos} = \frac{0,03 \cdot 11,571^2 \left(\frac{kg}{m^2 \cdot s} \right)^2 \cdot 12,192(m)}{0,023 (m) \cdot 7,194 \left(\frac{kg}{m^3} \right)} = 291,294 \text{ Pa}$$

Para expresarlo en las unidades que hasta ahora se han utilizado, la pérdida de carga por tubos toma un valor de:

$$\Delta P_{tubos} = 0,003 \text{ bar}$$

7.18.2. Pérdida de carga en la carcasa

El cálculo de la pérdida de carga en la carcasa es conseguido aplicando el método *Kern* al igual que se hizo en el cálculo de la película externa a los tubos:

$$\Delta P_{carcasa} = \frac{f \cdot G_c^2 (N_c + 1) \cdot D_c}{D_{eq} \cdot \rho} \quad [A. 7.72]$$

Siendo:

f : Factor de fricción

G_c : Velocidad másica del fluido que circula por la carcasa

N_c : Número de deflectores

D_c : Diámetro de la carcasa

ρ : Densidad media del fluido que circula por los tubos

D_{eq} : Diámetro equivalente

7.18.2. 1. Cálculo del factor de fricción

Con el número de Reynolds ya calculado, que es el que sigue:

$$Re = 3,136 \times 10^3$$

y una rugosidad absoluta (ε) para aceros al carbono de:

$$\varepsilon = 0,0457 \text{ mm}$$

La rugosidad relativa será por tanto de:

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = 0,00002$$

Ahora se está en condiciones de dirigirse al diagrama de *Moddy* donde el factor de fricción obtiene un valor de:

$$f = 0,0235$$

7.18.2. 2. Cálculo del diámetro equivalente

El vapor fluye por la carcasa y ésta es un conducto con sección diferente a la circular a su diámetro y se le denomina diámetro equivalente. Este es cuatro veces el radio hidráulico. Y por radio hidráulico se conoce a la relación de la sección disponible para el paso del fluido y el perímetro

mojado de la conducción. A pesar de los deflectores, el diámetro equivalente se considera como si el fluido fuese paralelo a los tubos.

$$D_{eq} = 4 \cdot \frac{\text{Sección de paso}}{\text{Perímetro mojado}}$$

Luego, el diámetro equivalente para una disposición tresbolillo es:

$$D_{eq} = 4 \cdot \left(\frac{(\sqrt{3/4} \cdot Pitch^2) - \left(\frac{1}{2}\pi \cdot \frac{D_0^2}{4}\right)}{\pi \cdot \frac{D_0}{2}} \right) \quad [A. 7.73]$$

Sabiendo que el pitch es de 1¼ pulgada y el diámetro externo de los tubos es de 1 pulgada, se tiene:

$$D_{eq} = 4 \cdot \left(\frac{(\sqrt{3/4} \cdot 1,25^2) - \left(\frac{1}{2}\pi \cdot \frac{1,25^2}{4}\right)}{\pi \cdot \frac{1,25}{2}} \right) = 4,493 \text{ in } (0,114 \text{ m})$$

Hallados el factor de fricción y el diámetro equivalente, se expondrá el resto de términos para calcular la pérdida de carga en la carcasa que han sido calculados en este anexo.

Tabla A.7.5. Propiedades del vapor y características de la carcasa

Densidad media	407,815 kg/m ³
G _c	0,797 kg/m ² ·s
D _c	2,489 m
Nº deflectores, N _c	9

Sustituyendo todos estos datos en la **expresión A.7.72**:

$$\Delta P_{carcasa} = \frac{0,0235(m) \cdot 0,797^2 \left(\frac{kg}{m^2 \cdot s}\right)^2 (9 + 1) \cdot 2,489(m)}{0,114 \text{ m} \cdot 407,815 \left(\frac{kg}{m^3}\right)}$$

$$\Delta P_{carcasa} = 0,008 Pa$$

$$\Delta P_{carcasa} = 7,978 \times 10^{-8} bar$$

7.18.3. Pérdida de carga total

La pérdida de carga total será la suma de la pérdida de carga que se produce en los tubos más la propia en la carcasa.

$$\Delta P_{total} = \Delta P_{tubos} + \Delta P_{carcasa} \quad [A. 7.74]$$

$$\Delta P_{total} = 0,003 + 7,978 \times 10^{-8} = 0,003 bar$$

Se puede considerar nula la pérdida de carga de cada reactor.

7.19. Aislamiento

Para el aislamiento del reactor se usará lana de roca, ya que cubre las necesidades técnicas del equipo y se trata de un material que de forma más económica cubre los requerimientos del proceso y del recipiente. Entre la carcasa y la lana de roca habrá una chapa de aluminio.

El espesor de la lana de roca es función de la temperatura a la que se opera en la carcasa, que es de 250,3 °C (523,3 K). Esta dependencia viene reflejada en la **tabla A.11.11 del Anexo 11**.

Según esta, se obtiene un espesor de lana de roca de 80 mm.

ANEXO 8. DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE ALMACENAMIENTO DE TOLUENO

8.1. Introducción

El tolueno se encuentra a 1 *atmósfera* de presión y a temperatura ambiente, por lo que su estado es líquido. Esta materia prima será la necesaria para abastecer a la planta con un caudal de 150241,529 *kg/h*.

Como se explicó en la *Memoria Descriptiva*, se diseñaran depósitos de almacenamiento cilíndricos dispuestos verticalmente de fondo plano y techo flotante cubierto. Dichos tanques se diseñan teniendo en cuenta una capacidad equivalente a 4 días de consumo de la materia prima.

Los equipos se encuentran llenos al 50% de su capacidad, siendo éste su volumen útil. Al contener solo la mitad de su capacidad, se debe instalar un depósito más, para así abastecer a la planta.

Además por motivos de seguridad se instalarán dos depósitos más. El total de depósitos finalmente es de 4 idénticos entre sí.

Los equipos se diseñarán teniendo siempre presente la *normativa API 650*.

8.2. Diseño de los depósitos

Para almacenar tolueno es necesario partir del caudal que abastecerá a la planta en un período de 4 días y así hallar los kilogramos de tolueno.

$$M = 150241,529 \frac{kg}{h} \cdot \frac{24 \text{ horas}}{1 \text{ día}} \cdot 4 \text{ días} = 14423186,806 \text{ kg} \quad [A.8.1]$$

Como se conoce la densidad (ρ) del tolueno a 1 *atm* y 20 °C, podemos hallar la capacidad necesaria de cada depósito para almacenarlo.

$$V_{Tolueno} = \frac{M}{\rho} = \frac{14423186,806 \text{ kg}}{867 \text{ kg/m}^3} = 16635,74 \text{ m}^3 \quad [\text{A.8.2}]$$

Con este volumen de depósito se recurre a la **tabla A.11.14** del **Anexo 11**, donde se encuentra el volumen normalizado según el *código A.P.I. 650* con la normativa de depósitos, que muestra dicha capacidad en *galones americanos*; siendo 1000 *galones*, 3,7854 m^3 , se toma el inmediatamente superior al calculado.

Por tanto, la capacidad total que tendrá cada depósito será de 17413,0295 m^3 (4600000 *galUS*).

En la misma **tabla A.11.14** a la que se hace referencia, se encuentra además la altura y el diámetro normalizado, quedando el depósito con las siguientes dimensiones:

$$\text{Diámetro, } D = 42,672 \text{ m (140 ft)}$$

$$\text{Altura, } H = 12,192 \text{ m (40 ft)}$$

Como se comentó en la introducción, se diseñan tanques para que estén llenos al 50%. Luego, el volumen útil será la mitad de lo calculado, es decir, 8317,8701 m^3 .

8.3. Diseño mecánico

El material empleado es el acero al carbono SA-285, y en el diseño mecánico se hallarán los espesores necesarios que deben tener los elementos del depósito como el cuerpo o envolvente, el fondo y los techos, tanto el fijo y como el flotante.

8.3.1 Cálculo del espesor de los depósitos

Ha de estudiarse previamente las tensiones a las que están sometidos los tanques de almacenamiento. Se deben considerar los esfuerzos provocados por la presión interna ya que los esfuerzos que pueden afectar a los depósitos (**Tabla A.8.1**), son prácticamente insignificantes en condiciones normales, es decir, condiciones como el viento y los seísmos en Algeciras son prácticamente nulos con respecto a la presión interna a la que se somete el depósito.

Como se tomará un valor comercial inmediatamente superior al espesor calculado, las tensiones que se han despreciado quedan cubiertas.

Tabla. A.8.1. Tensiones que influyen al recipiente (Megyesy E.F., 2001)

Carga	Tensiones circunferenciales		Tensiones longitudinales	
	Tracción	Compresión	Tracción	Compresión
Presión interior	X		X	
Presión exterior				
Peso				X
Viento			X	X
Seísmo			X	X

8.3.1.1 Cálculo del espesor del cuerpo

El espesor del cuerpo se calcula por condiciones de diseño y además a través de una prueba hidrostática llegando a dos resultados de distinto valor; el espesor mayor será el elegido.

El espesor podrá ser mayor que el calculado por ambos métodos pero nunca menor a los valores que en la siguiente tabla se exponen.

Tabla A.8.2. Espesor mínimo del cuerpo (API 650)

Nominal Tank Diameter		Nominal Plate Thickness	
(m)	(ft)	(mm)	(in.)
< 15	< 50	5	³ / ₁₆
15 to < 36	50 to < 120	6	¹ / ₄
36 to 60	120 to 200	8	⁵ / ₁₆
> 60	> 200	10	³ / ₈

Teniendo en cuenta lo dicho y conocido el diámetro del depósito que es de 42,672 m, encontrándose entre 36 y 60 m, el espesor no podrá ser menor de 8 mm.

Este espesor está exento de corrosión; por esta razón hay que añadirle el sobreespesor por corrosión, el cual corresponde a 5 milésimas de pulgada al año por una vida media del tanque de 10 años según la **tabla A.11.15** del *Anexo 11*.

$$C = 10 \text{ años} \cdot 0,005 \frac{\text{in}}{\text{año}} = 0,05 \text{ in} = 1,27 \text{ mm} \quad [\text{A.8.3}]$$

Por tanto, el espesor mínimo por norma es:

$$t_{\min \text{ norma}}(\text{mm}) = t_{\min} + C = 8 + 1,27 = 9,27 \text{ mm} \quad [\text{A.8.4}]$$

Por el material utilizado también podemos hallar el espesor mínimo que debe tener:

$$t_{\min \text{ material}}(\text{mm}) = 5 + C = 5 + 1,27 = 6,27 \text{ mm} \quad [\text{A.8.5}]$$

Para el cálculo del espesor requerido del cuerpo del tanque por los métodos nombrados anteriormente, se aplica el *Método de un Pie*, el cual calcula el espesor restando una sección transversal ubicada a 1 pie por debajo de la unión de cada anillo (El cuerpo del tanque no es más que la

unión de varios anillos). Este método solo es aplicable en tanques con un diámetro igual o menor a 60 m; y en este caso se cumple este requisito.

Espesor por condiciones de diseño

El espesor por condiciones de diseño, se calcula con base al nivel del líquido, tomando la densidad relativa del fluido (Densidad del tolueno con respecto a la del agua).

$$\rho_{relativa} = \frac{\rho_{Tolueno}}{\rho_{Agua}} = \frac{867}{1000} = 0,867 \quad [A.8.6]$$

En la **tabla A.11.15** que se adjunta en el **Anexo 11** se puede ver que para el material utilizado las máximas tensiones por condiciones de diseño (S_d) y pruebas hidrostáticas (S_h) son, según la *norma API 650*:

$$S_d = 137 \text{ MPa}$$

$$S_h = 154 \text{ MPa}$$

El espesor (t_d) se calcula según la siguiente expresión:

$$t_d = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H_{LIQ} - 0,3048) \cdot G}{S_d} + C \quad [A.8.7]$$

Donde:

t_d : Espesor por condiciones de diseño (mm)

D : Diámetro del depósito (m)

H_{LIQ} : Altura del líquido en el tanque (m)

S_d : Máxima tensión admisible para condiciones de diseño (MPa)

G : Densidad relativa

C : Máxima corrosión permisible (mm)

Lo único que no se ha dado a conocer aún es la altura del líquido en el tanque, pero sí se conoce el volumen a almacenar, que es la mitad de su capacidad total.

$$H_{LIQ} = \frac{V_{almacenar}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \quad [A.8.8]$$

Donde:

$$V_{almacenar} = 8317,8701 \text{ m}^3$$

$$D = 42,672 \text{ m}$$

Sustituyendo así los datos:

$$H_{LIQ} = 5,82 \text{ m}$$

Y sustituyendo todos los datos ya conocidos en la **expresión A.8.7**.

$$t_d = \frac{4,9 \cdot 42,672 \cdot (5,82 - 0,3048) \cdot 0,867}{137} + 1,27 = 8,563 \text{ mm}$$

Espesor por pruebas hidrostática

El espesor estimando por la prueba hidrostática se obtiene considerando el mismo nivel de diseño. El tanque podrá ser llenado con agua para la prueba hidrostática.

Mediante la siguiente expresión se calculará el espesor:

$$t_t = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H_{LIQ} - 0,3048)}{S_h} \quad [A.8.9]$$

Donde:

t_t : Espesor por prueba hidrostática (mm)

D : Diámetro del depósito (m)

H_{LIQ} : Altura del líquido en el tanque (m)

S_h : Máxima tensión admisible para condiciones de diseño (MPa)

Sustituyendo los datos,

$$t_t = \frac{4,9 \cdot 42,672 \cdot (5,82 - 0,3048)}{154} = 7,483 \text{ mm}$$

A modo de resumen, se expone la siguiente tabla para comparar los resultados de los espesores obtenidos para el cuerpo del tanque:

Tabla A.8.3. Resultado de los espesores para el cuerpo

Espesores para el cuerpo o envolvente	
Espesor mínimo norma	9,27 mm
Espesor por el material	6,27 mm
Espesor por condiciones de diseño	8,563 mm
Espesor por prueba hidráulica	7,483 mm

Como se observa, el mayor de todos es el que rigen las normas de diseño, por lo que este será el espesor que se elige; aunque se tendrá que obtener el comercial, seleccionando el inmediatamente superior al valor del espesor elegido con la **tabla A.11.9** del **Anexo 11**.

$$t_{\text{cuerpo comercial}} = 9,5 \text{ mm (0,375 in)}$$

8.3.1.2 Cálculo del espesor del fondo

El espesor del fondo se calcula a partir de la siguiente tabla:

Tabla A.8.4. Espesor mínimo del fondo (API 650)

SI Units				
Nominal Plate Thickness ^a of First Shell Course (mm)	Hydrostatic Test Stress ^b in First Shell Course (MPa)			
	≤ 190	≤ 210	≤ 230	≤ 250
$t \leq 19$	6	6	7	9
$19 < t \leq 25$	6	7	10	11
$25 < t \leq 32$	6	9	12	14
$32 < t \leq 38$	8	11	14	17
$38 < t \leq 45$	9	13	16	19

Teniendo en cuenta la siguiente expresión, podremos calcular el esfuerzo hidrostático al que está sometido el fondo, y con ello estimar el espesor mínimo exento de corrosión.

$$S'_h = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H_{LIQ} - 0,3048)}{t_t} \quad [A. 8.10]$$

Siendo:

S'_h : Máxima tensión hidrostática admisible para condiciones de diseño (MPa)

D : Diámetro del depósito (m)

H_{LIQ} : Altura del líquido en el tanque (m)

t_t : Espesor por prueba hidrostática (mm)

Sustituyendo los parámetros, se obtiene un esfuerzo hidrostático permisible para el fondo de:

$$S'_h = \frac{4,9 \cdot 42,672 \cdot (5,82 - 0,3048)}{7,483} = 154,108 \text{ MPa}$$

Con este valor se puede contemplar en la **Tabla A.8.4** que el espesor mínimo del fondo exento de corrosión será de 6 mm.

Añadiéndole el sobreespesor por corrosión:

$$t_{fondo}(mm) = t_{\min fondo} + C = 6 + 1,27 = 7,27 \text{ mm} \quad [A. 8.11]$$

Al igual que con el cuerpo del tanque, se tiene que comprobar el espesor por el material:

$$t_{\min material fondo}(mm) = 5 + C = 5 + 1,27 = 6,27 \text{ mm}$$

El mayor de ambos es $7,27 \text{ mm}$ e igualmente se aprecia en la **tabla A.11.9** del **Anexo 11** el espesor normalizado:

$$t_{fondo comercial} = 7,9 \text{ mm} (0,3125 \text{ in})$$

Una pendiente de un 1% será necesaria para facilitar la salida del contenido.

8.3.1.3 Estimación del espesor del cuerpo, fondo y techo fijo

Vemos que tanto el cuerpo y el fondo del depósito son de diferentes dimensiones. Pero los tanques han de tener un espesor homogéneo en todos sus elementos.

Por ello, el cuerpo y el fondo tendrán el mismo espesor, eligiendo el del cuerpo que es el mayor de ambos: $9,5 \text{ mm}$.

De la misma manera, el techo fijo que cubre el techo flotante también requerirá la misma condición, es decir, un espesor homogéneo. Por ello, su espesor es también de $9,5 \text{ mm}$.

8.3.1.4. Cálculo del espesor del techo flotante

El espesor mínimo que debe tener este tipo de techos depende completamente del material usado en el mismo.

Para el techo flotante se elige el acero al carbono SA-285, al igual que el resto de elementos.

Por el código API 650, se toma por norma un espesor mínimo exento de corrosión para dicho acero que no está en contacto directo con el fluido y es de 2,38 mm (0,094 in).

El desgaste por corrosión se estimó anteriormente en la *expresión* A.8.3.:

$$t_{techo\ flotante}(mm) = 2,38 + C = 2,38 + 1,27 = 3,65\ mm$$

El espesor comercial será entonces de:

$$t_{techo\ flotante\ comercial} = 4,8\ mm\ (0,1875\ in)$$

8.4. Diseño del cubeto de retención

El cubeto de retención no es más que el área limitada que se dispone alrededor de los tanques para evitar el derrame del fluido contenido en mismos en caso de rotura.

Según las especificaciones, como se aclaró en el *capítulo 9* de la *Memoria Descriptiva*, el área tendrá una superficie tal que el tanque este separado del muro a una distancia igual a la altura del depósito más alto (En este a caso los depósitos son idénticos); y la distancia entre tanques no será menor al diámetro del mismo.

El diámetro y la altura del tanque son:

$$D = 42,672 \text{ m}$$

$$H = 12,192 \text{ m}$$

Con lo que la distancia entre el tanque y el cubeto y la distancia entre tanques será:

$$\text{Distancia tanque-tanque: } 42,672 \text{ m}$$

$$\text{Distancia tanque-cubeto: } 12,192 \text{ m}$$

Luego, el lado del cubeto será la suma de las distancias entre: distancia cubeto-tanque + Diámetro tanque + distancia tanque-tanque + Diámetro tanque + distancia tanque-cubeto.

$$L_{cubeto} = 12,192 + 42,672 + 42,672 + 42,672 + 12,192 = 152,4 \text{ m}$$

Como los 4 tanques se dispondrán en dos filas, el cubeto será por ambos lados iguales, así la superficie será de:

$$A_{cubeto} = L^2 = 152,4^2 = 23225,76 \text{ m}^2 \quad [A. 8.12]$$

Para hallar la altura que tiene el cubeto, se ha de conocer la capacidad que debe de tener para contener la materia en los tanques en caso de rotura.

$$h_{cubeto} = \frac{V_{cubeto}}{A_{cubeto}} \quad [A. 8.13]$$

El cubeto de retención debe contener la capacidad del tanque mayor y un 30% de los restantes. Además se sobredimensiona en un 10% para una mayor seguridad.

$$V_{cubeto} = V_{Tanque} + 0,30 \cdot 3 \cdot V_{Tanque} \quad [A. 8.14]$$

Como todos los tanques son iguales a una capacidad de llenado de $17413,0295 \text{ m}^3$, la capacidad del cubeto es:

$$V_{Cubeto} = 17413,0295 + 0,30 \cdot 3 \cdot 17413,0295 = 33084,756 \text{ m}^3$$

Haciendo un sobredimensionamiento de un 10% por seguridad queda:

$$V_{Total\ Cubeto} = 1,1 \cdot V_{Cubeto} = 36393,232 \text{ m}^3 \quad [A. 8.15]$$

Con estos resultados se halla la altura del cubeto de retención, utilizando para ello la **expresión A.8.13**:

$$h_{cubeto} = \frac{V_{Cubeto}}{A_{Cubeto}} = \frac{36393,232}{23225,76} = 1,567 \text{ m}$$

Redondeando las dimensiones para facilitar su medida e instalación, el cubeto de retención tendrá las siguientes dimensiones:

Tabla A.8.5. Dimensiones del cubeto de retención

Cubeto de retención	
Longitud lado del cubeto	152,5 m
Superficie del cubeto	23256,25 m ²
Altura del cubeto	1,60 m
Capacidad total cubeto	37210 m ³

8.5. Accesorios

Bocas de hombre

Como ya se explicó en la **Memoria Descriptiva**, las bocas de hombre que ha de tener un tanque dependen del diámetro nominal del mismo.

Como se aprecia en la siguiente tabla, el número de bocas de hombre que cada tanque debe incluir será de un total de 2.

Tabla A.8.6. Número mínimo de bocas de hombre (Api 650)

Diámetro Nominal del Tanque (m)	Número mínimo
$D \leq 61$	2
$61 < D \leq 91$	3
$91 < D$	4

Una será para el cuerpo del depósito y otra para el techo del mismo. El tamaño que ellas tendrán será de 610 mm con tapas herméticas empacadas y atornilladas.

A continuación se presenta una tabla con los resultados finales obtenidos del diseño del tanque.

Tabla A.8.6. Resultados de las dimensiones del tanque

Dimensiones del tanque de tolueno	
Capacidad	16635,74 m ³
Diámetro	42,672 m
Altura	12,192 m
Espesor cuerpo	9,5 mm
Espesor fondo	9,5 mm
Espesor techo fijo	9,5 mm
Espesor techo flotante	4,8 mm
Longitud lado del cubeto	152,5 m
Superficie del cubeto	23256,25 m ²
Altura del cubeto	1,60 m
Capacidad total cubeto	37210 m ³
Bocas de hombre	2

ANEXO 9. DISEÑO DEL SISTEMA DE CONDUCCIÓN

9.1. Introducción

En el presente Anexo se va a proceder a diseñar las tuberías que conducen los fluidos de equipo a equipo. Su dimensionamiento es principalmente función del fluido que circula en ellas y de las características del material con la que se fabrican.

El objetivo del diseño es calcular el diámetro óptimo, la velocidad del fluido en su interior, el espesor que tendrá para soportar todas las tensiones y las pérdidas de carga en función de la longitud de las tuberías y de las diferencias de altura.

Habrà que estimar si las pérdidas de carga son admisibles o por el contrario se debe ayudar a superar dichas pérdidas con equipos auxiliares.

Para conseguir hallar todos los parámetros se ha seguido principalmente el código ASME B.31.3 “*Process Piping*” para tuberías a presión.

9.2. Diseño mecánico e hidromecánico de tuberías

Cada una de las tuberías que se diseñan en el Proyecto Fin de Carrera sigue el mismo patrón de cálculo. Por ello, se describirá el procedimiento del mismo, se citarán los recursos para hallar determinados parámetros y datos y se expondrán los resultados de cada conducción en diferentes tablas.

Por tanto, se sigue con el procedimiento del cálculo.

Cálculo del diámetro teórico interno

Para hallar el diámetro interno de la tubería es necesario conocer la velocidad con la que el fluido circula por su interior. Para ello se recurre a la bibliografía para estimar la velocidad según el estado y el tipo de fluido que circula.

Estimada dicha velocidad, se recurre a su propia definición para calcular el diámetro, es decir, la velocidad se expresa de la siguiente manera:

$$v = \frac{Q}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}} \quad [A.9.1]$$

Donde:

v : Velocidad del fluido por el interior de la tubería (m/s).

Q : Caudal volumétrico del fluido que circula por el interior de la tubería (m^3/s).

D : Diámetro interno de la tubería (m).

Despejando el diámetro de la anterior ecuación se obtiene:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \quad [A.9.2]$$

Este diámetro no es el definitivo. Ahora se recurre a las **tablas A.11.13** del **Anexo II** para conocer el diámetro comercial. En estas tablas se muestran los diámetros nominales de conducciones a los que le corresponde un único diámetro externo. Teniendo el diámetro anteriormente hallado, se escoge el inmediatamente superior como diámetro externo comercial.

Cálculo del espesor de la tubería

Al calcular el espesor de las tuberías se conocerá posteriormente el diámetro interno de la misma. El que se calculará a continuación es el espesor mínimo que la tubería deberá de tener y viene dado por la siguiente expresión:

$$t = \left(\frac{P_D \cdot D_o}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot Y)} + C \right) \cdot \left[\frac{1}{1 + \frac{M}{100}} \right] \quad [A.9.3]$$

Donde:

P_D : Presión de diseño interna

D_o : Diámetro exterior de la tubería

S : Máxima tensión admisible

E : Eficiencia de junta

Y : Factor dependiente del material y de la temperatura

C : Margen de corrosión

M : Tolerancia de fabricación

Se explicará y se determinará cada término ahora bajo estas líneas:

- Presión de diseño interna, P_D

La presión de diseño es un 10% mayor a la presión de operación. Para utilizarla en esta ecuación se tomará la unidad *psi*.

- Máxima tensión admisible, S

Para determinar la tensión máxima que puede permitir el material de los tubos se recurre a la **tabla A.11.6 del anexo 11** para las temperaturas correspondientes a cada tubería donde la tensión máxima admisible se distingue entre los diferentes materiales.

- Eficiencia de junta, E

Para tuberías sin costura la eficiencia de la soldadura toma el valor de la unidad.

- Margen de corrosión, C

En cuanto a la elección del margen de espesor debido a la corrosión, se determina un desgaste anual por corrosión de 0,005 *in* en cada una de las tuberías. El tiempo de vida de las tuberías se estima en 15 años.

- Tolerancia a la fabricación, M

Para todas las tuberías de la línea de proceso, que serán construidas sin costura, se considerará que tienen una tolerancia en el espesor de pared de 12,5%, es decir, la tubería puede tener un espesor de 12,5% menor.

Cuando se conoce el espesor mínimo que cada tubería soporta, se vuelve a recurrir a las *tablas A.11.13 del anexo 11* para seleccionar el espesor comercial que no es otro que el inmediatamente superior y correspondiente al diámetro externo que se tomó.

A este espesor le corresponde un diámetro interno, también tabulado.

Cálculo de la velocidad real del fluido

Todos los cálculos hechos hasta ahora se han hallado por una estimación que se hizo con la velocidad del fluido, que correspondía a velocidades típicas en conducciones, pero calculado el diámetro interno real que tienen dichas tuberías, se puede obtener la velocidad real con la que el fluido circulará. La expresión para su cálculo es la misma *ecuación A.9.1*.

Cálculo de la pérdida de carga por metro de tubería

Para saber si la tubería soportará las tensiones debida a las temperaturas y presiones del fluido, se debe comprobar la pérdida de carga por metro de tubería, estando sus valores normales expresados en la **tabla A.9.1**.

Tabla A.9.1. Velocidades típicas y caídas de presión admisibles

	Velocidad (m/s)	ΔP (kPa/m)
Líquidos bombeados no viscosos	1 – 3	0,5
Líquidos, flujo por gravedad	-	0,05
Gases y vapores	15 – 30	0,05% presión de línea
Flujos a alta presión	30 - 60	-

Para hallar la pérdida de presión, se expresa la siguiente ecuación, similar a la que hasta ahora se han estado utilizando para las pérdidas en intercambiadores de calor.

$$\Delta P = \frac{f \cdot G^2 \cdot L}{D_i \cdot \rho} \quad [A.9.4]$$

Donde:

ΔP : Variación de presión por metro de tubería ($kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-2}$).

G : Velocidad másica del fluido que circula por el interior de la tubería ($kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$).

L : Longitud unitaria de tubería (1 m).

D_i : Diámetro interno de la tubería.

ρ : Densidad del fluido que circula por la tubería (kg/m^3)

f : Factor de fricción.

Este último término, se estima por el diagrama de *Moody*. El cual es función de la rugosidad relativa del material y del número de *Reynolds*.

$$Re = \frac{D_i \cdot G}{\mu} \quad [A.9.5]$$

Siendo:

Re : Número de Reynolds (Adimensional)

μ : Viscosidad del fluido que circula por la tubería ($Pa \cdot s$)

Y la velocidad másica del fluido se expresa como:

$$G = \rho \cdot v \quad [A.9.6]$$

Donde:

v : Velocidad del fluido en el interior de la tubería (m/s)

Explicado el método a seguir, se procede a diseñar cada tubería.

Línea 1

Esta conducción es la que conduce el tolueno que sale del depósito hasta la bomba B-01.

Cálculo del diámetro teórico interno

Se hace uso de la **ecuación A.9.2.** para el cálculo de dicho diámetro con los datos de las propiedades y del balance de materia dados en el **Anexo 3** del presente proyecto.

Para un caudal de $0,048 \text{ m}^3/\text{s}$ y una velocidad de 3 m/s , se obtiene el siguiente diámetro de tubería.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,048}{\pi \cdot 3}} = 0,143 \text{ m (5,621 in)}$$

Yendo a la **tabla A.11.13** del **anexo 11** se escoge el diámetro externo comercial inmediatamente superior:

$$D_o = 0,168 \text{ m} = 6,625 \text{ in}$$

Cálculo del espesor de la tubería

$$t = \left(\frac{P_D \cdot D_o}{2 \cdot (S \cdot E + P_D \cdot Y)} + C \right) \cdot \left[\frac{1}{1 + \frac{M}{100}} \right]$$

Los valores de cada parámetro son:

Presión de diseño

El vapor que circula por su interior lo hace a una P_{op} de 1 *bar*, es decir 14,5038 *psi*. Si la presión de diseño es un 10% mayor se tiene que:

$$P_D = 1,1 \cdot 14,5038 \text{ psi} = 15,954 \text{ psi}$$

Máxima tensión admisible

A 68 °F (20 °C) le corresponde una tensión para un acero al carbono SA-285 de:

$$S = 16700 \text{ psi}$$

Eficiencia de soldadura

$$E = 1$$

Factor Y

Dependiente del material y de la temperatura el *factor Y* para aceros al carbono a menos de 900 °F, como se aprecia en la tabla, es:

Tabla A.9.2. Factor Y

VALUES OF COEFFICIENT Y FOR $t < D/6$						
Materials	Temperature, °C (°F)					
	≤ 482	510	538	566	593	≥ 621
	(900 & Lower)	(950)	(1000)	(1050)	(1100)	(1150 & Up)
Ferritic steels	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Austenitic steels	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7
Other ductile metals	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Cast iron	0.0

$$Y = 0,4$$

Margen de corrosión

$$C = 0,005 \frac{\text{in}}{\text{año}} \cdot 15 \text{ años} = 0,075 \text{ in}$$

Tolerancia de fabricación

$$M = 12,5\%$$

Sustituyendo todos estos datos, se tiene:

$$t = \left(\frac{15,984 \text{ psi} \cdot 6,625 \text{ in}}{2 \cdot (16700 \text{ psi} \cdot 1 + 15,984 \text{ psi} \cdot 0,4)} + 0,075 \text{ in} \right) \left[\frac{1}{1 - \frac{12,5}{100}} \right] = 0,089 \text{ in}$$

Recurriendo a las tablas nombradas, se tiene que el espesor comercial, el inmediatamente superior es:

$$t = 0,109 \text{ in}$$

Siendo así el diámetro interno de la tubería:

$$D_i = 6,407 \text{ in } (0,163 \text{ m})$$

Cálculo de la velocidad real del fluido

Como ya es conocido el diámetro interno real de la tubería, se puede hallar la velocidad exacta con al que circula el tolueno por la conducción 1:

$$v = \frac{0,048 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi \cdot \frac{0,163^2 \text{m}^2}{4}} = 2,31 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Cálculo de la pérdida de presión por metro de tubería

Sustituyendo los términos ya conocidos en las *ecuaciones A.9.6, A.9.5 y A.9.4* (en este orden) se obtiene:

$$G = \rho \cdot v = 868,6303 \cdot 2,31 = 2006,415 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$Re = \frac{0,163 \cdot 2006,415}{5,889 \times 10^{-4}} = 5,545 \times 10^5$$

Teniendo en cuenta que la rugosidad relativa es:

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,00028$$

El factor de fricción obtenido por el diagrama de *Moody* es:

$$f = 0,013$$

Sustituyendo todos estos parámetros en la ecuación de la pérdida de carga es:

$$\Delta P = \frac{f \cdot G^2 \cdot L}{D_i \cdot \rho} = \frac{0,013 \cdot 2006,415^2 \cdot 1}{0,163 \cdot 868,631} = 370,221 \frac{kg}{m \cdot s^2} = 370,221 Pa$$

$$\Delta P = 0,370 \frac{kPa}{m_{TUB}}$$

Como se aprecia, la pérdida de carga es admisible.

A continuación, para no hacer tan extenso este anexo, se procederá a resumir los cálculos, poniendo entre tablas los datos y resultados de cada conducción. Para que esta última conducción quede sintetizada también, se pondrán los resultados en la siguiente tabla anexa.

Tabla A.9.3. Pérdida de carga de la línea 1

Línea 1	
Densidad (kg/m ³)	868,631
Velocidad admisible (m/s)	3
Caudal volumétrico (m ³ /s)	0,048
D interno teórico	0,144 (m) 5,671 (in)
D exterior comercial	0,168 (m) 6,625 (in)
Material de la tubería	Acero al Carbono SA-285
Temperatura (°F)	68
Tensión máx, S (psi)	16700
Factor Y	0,4
Presión operación (psi)	14,5048
Presión diseño (psi)	15,954
Espesor mínimo (in)	0,089
Espesor normalizado (in)	0,109
D interno real	0,163 (m) 6,407 (in)
Velocidad real (m/s)	2,31

Tabla A.9.3. Pérdida de carga de la línea 1 (Continuación)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	2006,415
Viscosidad (Pa·s)	$5,889 \times 10^{-4}$
Re	$5,545 \times 10^5$
Rugosidad relativa	0,00028
f (Moody)	0,013
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	370,221
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,37

Línea 1.1

Es la conducción por donde el tolueno se dirige hacia la segunda bomba B-02.

Tabla A.9.4. Pérdida de carga de la línea 1.1

Línea 2	
Densidad (kg/m^3)	867,304
Velocidad admisible (m/s)	3
Caudal volumétrico (m^3/s)	0,048
D interno teórico	0,168 (m) 5,623 (in)
D exterior comercial	0,168 (m) 6,625 (in)
Material de la tubería	Acero al Carbono SA-285
Temperatura (°F)	68
Tensión máx, S (psi)	16700
Factor Y	0,4
Presión operación (psi)	174,046
Presión diseño (psi)	191,45
Espesor mínimo (in)	0,129
Espesor normalizado (in)	0,134
D interno real	0,161 (m) 6,357 (in)
Velocidad real (m/s)	2,35

Tabla A.9.4. Pérdida de carga de la línea 1.1 (Continuación)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	2239,075
Viscosidad (Pa·s)	$6,024 \times 10^{-4}$
Re	$5,5446 \times 10^5$
Rugosidad relativa	0,0003
f (Moody)	0,0165
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	474,038
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,474

Línea 2

Es la conducción por donde el tolueno, al salir de la bomba B-02, circula hasta el intercambiador de calor IC-01.

Tabla A.9.5. Pérdida de carga de la línea 2

Línea 2	
Densidad (kg/m^3)	867,834
Velocidad admisible (m/s)	3
Caudal volumétrico (m^3/s)	0,048
D interno teórico	0,143 (m) 5,624 (in)
D exterior comercial	0,168 (m) 6,625 (in)
Material de la tubería	Acero al Carbono SA-285
Temperatura (°F)	68
Tensión máx, S (psi)	16700
Factor Y	0,4
Presión operación (psi)	507,633
Presión diseño (psi)	558,396
Espesor mínimo (in)	0,211
Espesor normalizado (in)	0,28
D interno real	0,154 (m) 6,065 (in)
Velocidad real (m/s)	2,58

Tabla A.9.5. Pérdida de carga de la línea 2 (Continuación)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	2239,075
Viscosidad (Pa·s)	$6,024 \times 10^{-4}$
Re	$5,5446 \times 10^5$
Rugosidad relativa	0,0003
f (Moody)	0,0165
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	618,756
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,619

Línea 3

Por la línea 3 sigue el tolueno circulando desde el intercambiador IC-01 hasta la entrada al horno H-01.

Tabla A.9.6. Pérdida de carga de la línea 3

Línea 3	
Densidad (kg/m^3)	134,954
Velocidad admisible (m/s)	10
Caudal volumétrico (m^3/s)	0,309
D interno teórico	0,198 (m) 7,812 (in)
D exterior comercial	0,219 (m) 8,625 (in)
Material de la tubería	Acero TP-316L
Temperatura (°F)	584,6
Tensión máx, S (psi)	13500
Factor Y	0,4
Presión operación (psi)	507,633
Presión diseño (psi)	558,396
Espesor mínimo (in)	0,286
Espesor normalizado (in)	0,438
D interno real	0,197 (m) 7,749 (in)
Velocidad real (m/s)	10,164

Tabla A.9.6. Pérdida de carga de la línea 3 (Continuación)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	1371,64
Viscosidad (Pa·s)	$1,796 \times 10^{-5}$
Re	$1,503 \times 10^7$
Rugosidad relativa	1×10^6
f (Moody)	0,008
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	566,635
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,566

Línea 4

Es la conducción por donde el hidrógeno y el metano provenientes de refinería, pasan por la válvula y llegan al IC-02.

Tabla A.9.7. Pérdida de carga de la línea 4

Línea 4	
Densidad (kg/m^3)	3,6
Velocidad admisible (m/s)	30
Caudal volumétrico (m^3/s)	1,268
D interno teórico	0,232 (m) 9,13 (in)
D exterior comercial	0,273 (m) 10,75 (in)
Material de la tubería	Acero TP-316L
Temperatura (°F)	100,346
Tensión máx, S (psi)	16700
Factor Y	0,4
Presión operación (psi)	507,633
Presión diseño (psi)	558,396
Espesor mínimo (in)	0,288
Espesor normalizado (in)	0,307
D interno real	0,257 (m) 10,136 (in)
Velocidad real (m/s)	24,356

Tabla A.9.7. Pérdida de carga de la línea 4 (Continuación)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	87,701
Viscosidad (Pa·s)	$9,879 \times 10^{-6}$
Re	$2,285 \times 10^6$
Rugosidad relativa	1×10^6
f (Moody)	0,01
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	82,968
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,083

Línea 5

Es la conducción por donde el hidrógeno y el metano desde el intercambiador IC-02 llegan hasta el horno H-01.

Tabla A.9.8. Pérdida de carga de la línea 5

Línea 5	
Densidad (kg/m^3)	1,931
Velocidad admisible (m/s)	30
Caudal volumétrico (m^3/s)	2,364
D interno teórico	0,316 (m) 12,470 (in)
D exterior comercial	0,323 (m) 12,75 (in)
Material de la tubería	Acero TP-316L
Temperatura (°F)	584,6
Tensión máx, S (psi)	13500
Factor Y	0,4
Presión operación (psi)	507,633
Presión diseño (psi)	558,396
Espesor mínimo (in)	0,382
Espesor normalizado (in)	0,406
D interno real	0,303 (m) 11,938 (in)
Velocidad real (m/s)	32,734

Tabla A.9.8. Pérdida de carga de la línea 5 (Continuación)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	63,223
Viscosidad (Pa·s)	$1,522 \times 10^{-5}$
Re	$1,260 \times 10^6$
Rugosidad relativa	0,0001
f (Moody)	0,014
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	95,552
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,095

Línea 6

Es la conducción que sale del horno y por donde circula el tolueno. Esta tubería se bifurca más adelante en tres conducciones L-6.1, L-6.2 y L-6.3 que se dirigirán a los reactores.

Tabla A.9.9. Pérdida de carga de la línea 6

Línea 6	
Densidad (kg/m^3)	41,495
Velocidad admisible (m/s)	25
Caudal volumétrico (m^3/s)	1,006
D interno teórico	0,226 (m) 8,910 (in)
D exterior comercial	0,273 (m) 10,75 (in)
Material de la tubería	Acero TP-316L
Temperatura (°F)	1295,6 °F
Tensión máx, S (psi)	3500
Factor Y	0,7
Presión operación (psi)	500,381
Presión diseño (psi)	550,419
Espesor mínimo (in)	0,956
Espesor normalizado (in)	1
D interno real	0,222 (m) 8,75 (in)
Velocidad real (m/s)	25,925

Tabla A.9.9. Pérdida de carga de la línea 6 (Continuación)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	1075,757
Viscosidad (Pa·s)	$2,071 \times 10^{-5}$
Re	$1,154 \times 10^7$
Rugosidad relativa	0,00001
f (Moody)	0,008
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	1003,887
ΔP (kPa/m _{TUB})	1,003

Línea 6.1, 6.2 y 6.3

Son las conducciones que se han bifurcado tras la línea 6, para dirigirse cada una de ellas a los reactores R-01, R-02 y R-03.

Tabla A.9.10. Pérdida de carga de las líneas 6.1, 6.2 y 6.3

Líneas 6.1, 6.2 y 6.3	
Densidad (kg/m^3)	41,495
Velocidad admisible (m/s)	30
Caudal volumétrico (m^3/s)	0,335
D interno teórico	0,119 (m) 4,696 (in)
D exterior comercial	0,141 (m) 5,563 (in)
Material de la tubería	Acero TP-316L
Temperatura (°F)	1295,6 °F
Tensión máx, S (psi)	3500
Factor Y	0,7
Presión operación (psi)	500,381
Presión diseño (psi)	550,419
Espesor mínimo (in)	0,536
Espesor normalizado (in)	0,625
D interno real	0,109 (m) 4,313 (in)
Velocidad real (m/s)	35,568

Tabla A.9.10. Pérdida de carga de las líneas 6.1, 6.2 y 6.3 (Cont.)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	1475,876
Viscosidad (Pa·s)	$2,071 \times 10^{-5}$
Re	$7,807 \times 10^6$
Rugosidad relativa	0,00001
f (Moody)	0,0095
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	4552,17
ΔP (kPa/m _{TUB})	4,552

Línea 7

Es la conducción que sale del horno y por donde circula el hidrógeno y el metano. Esta tubería se bifurca más adelante en tres conducciones L-7.1, L-7.2 y L-7.3 que se dirigirán a los reactores.

Tabla A.9.11. Pérdida de carga de la línea 7

Línea 7	
Densidad (kg/m^3)	1,152
Velocidad admisible (m/s)	30
Caudal volumétrico (m^3/s)	3,964
D interno teórico	0,410 (m) 16,148 (in)
D exterior comercial	0,457 (m) 18 (in)
Material de la tubería	Acero TP-316L
Temperatura (°F)	1295,6 °F
Tensión máx, S (psi)	3500
Factor Y	0,7
Presión operación (psi)	500,381
Presión diseño (psi)	550,419
Espesor mínimo (in)	1,543
Espesor normalizado (in)	1,562
D interno real	0,378 (m) 14,876 (in)
Velocidad real (m/s)	35,35

Tabla A.9.11. Pérdida de carga de la línea 7 (Continuación)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	40,716
Viscosidad (Pa·s)	$2,180 \times 10^{-5}$
Re	$7,697 \times 10^5$
Rugosidad relativa	$5,3 \times 10^{-6}$
f (Moody)	0,02
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	76,184
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,761

Línea 7.1, 7.2 y 7.3

Son las conducciones que se han bifurcado tras la línea 7, para dirigirse cada una de ellas a los reactores R-01, R-02 y R-03.

Tabla A.9.11. Pérdida de carga de las líneas 7.1, 7.2 y 7.3

Líneas 7.1, 7.2 y 7.3	
Densidad (kg/m^3)	1,152
Velocidad admisible (m/s)	30
Caudal volumétrico (m^3/s)	1,321
D interno teórico	0,238 (m) 9,323 (in)
D exterior comercial	0,273 (m) 10,75 (in)
Material de la tubería	Acero TP-316L
Temperatura (°F)	1295,6 °F
Tensión máx, S (psi)	3500
Factor Y	0,7
Presión operación (psi)	500,381
Presión diseño (psi)	550,419
Espesor mínimo (in)	1,956
Espesor normalizado (in)	1
D interno real	0,222 (m) 8,75 (in)
Velocidad real (m/s)	34,058

Tabla A.9.11. Pérdida de carga de las líneas 7.1, 7.2 y 7.3

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	39,228
Viscosidad (Pa·s)	$2,18 \times 10^{-5}$
Re	4×10^5
Rugosidad relativa	0,0002
f (Moody)	0,0134
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	80,554
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,080

Línea 8.1, 8.2 y 8.3

Son las tres líneas que salen de los tres reactores conduciendo los productos.

Tabla A.9.12. Pérdida de carga de las líneas 8.1, 8.2 y 8.3

Líneas 8.1, 8.2 y 8.3	
Densidad (kg/m^3)	7,194
Velocidad admisible (m/s)	20
Caudal volumétrico (m^3/s)	2,229
D interno teórico	0,377 (m) 14,832 (in)
D exterior comercial	0,406 (m) 16 (in)
Material de la tubería	Acero TP-316L
Temperatura (°F)	1295,6 °F
Tensión máx, S (psi)	3500
Factor Y	0,7
Presión operación (psi)	500,381
Presión diseño (psi)	550,419
Espesor mínimo (in)	1,38
Espesor normalizado (in)	1,437
D interno real	0,378 (m) 13,126 (in)
Velocidad real (m/s)	25,537

Tabla A.9.12. Pérdida de carga de las líneas 8.1, 8.2 y 8.3 (Cont)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	183,715
Viscosidad (Pa·s)	3×10^{-5}
Re	$2,042\times 10^6$
Rugosidad relativa	0,00001
f (Moody)	0,016
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	225,151
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,225

Línea 9

Las tres conducciones 8.1, 8.2 y 8.3 se unen en una sola, la línea 9. Por lo tanto también circularán los productos de reacción en ella.

Tabla A.9.13. Pérdida de carga de la línea 9

Línea 9	
Densidad (kg/m^3)	7,194
Velocidad admisible (m/s)	30
Caudal volumétrico (m^3/s)	6,688
D interno teórico	0,532 (m) 20,976(in)
D exterior comercial	0,610 (m) 24 (in)
Material de la tubería	Acero TP-316L
Temperatura (°F)	1295,6 °F
Tensión máx, S (psi)	3500
Factor Y	0,7
Presión operación (psi)	500,381
Presión diseño (psi)	550,419
Espesor mínimo (in)	2,028
Espesor normalizado (in)	2,343
D interno real	0,49 (m) 19,314 (in)
Velocidad real (m/s)	35,385

Tabla A.9.13. Pérdida de carga de la línea 9 (Continuación)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)	254,558
Viscosidad (Pa·s)	3×10^{-5}
Re	$4,163\times 10^6$
Rugosidad relativa	4×10^{-7}
f (Moody)	0,0095
Longitud (m)	1
ΔP ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}$)	174,43
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,174

Línea 10

Esta conducción igualmente proviene del efluente de los reactores. Pero es la que tras evaporar el tolueno, sale del intercambiador a menor temperatura y se dirige hacia el intercambiador IC-02.

Tabla A.9.14. Pérdida de carga de la línea 10

Línea 10	
Densidad (kg/m^3)	8,776
Velocidad admisible (m/s)	30
Caudal volumétrico (m^3/s)	5,483
D interno teórico	0,482 (m) 18,992(in)
D exterior comercial	0,508 (m) 30 (in)
Material de la tubería	Acero TP-316L
Temperatura (°F)	982,12 °F
Tensión máx, S (psi)	11200
Factor Y	0,4
Presión operación (psi)	500,381
Presión diseño (psi)	550,419
Espesor mínimo (in)	0,636
Espesor normalizado (in)	0,687
D interno real	0,473 (m) 18,626 (in)
Velocidad real (m/s)	31,190

Tabla A.9.14. Pérdida de carga de la línea 10 (Continuación)

Pérdida de carga	
Vel. másica, G (kg·m ⁻² ·s ⁻¹)	273,711
Viscosidad (Pa·s)	2,199x10 ⁻⁵
Re	5,889x10 ⁶
Rugosidad relativa	4x10 ⁻⁶
<i>f</i> (Moody)	0,0087
Longitud (m)	1
ΔP (kg·m ⁻¹ ·s ⁻²)	157,893
ΔP (kPa/m _{TUB})	0,158

9.3. Pérdida de carga total en las líneas de conducción

Lo que se ha conseguido hasta aquí ha sido el dimensionamiento de las tuberías. Se conoce la sección de cada una así como la pérdida de carga por metro de tubería. Se pretende entonces calcular a continuación la pérdida de carga total que se presenta en las mismas.

Hay tres requisitos que han de conocerse para hallar dicha pérdida: el primero de ellos es la estimación de la longitud de tubería; además deben de agruparse los distintos accesorios que intervienen en su transcurso; y por último, conocer la diferencia de altura que existe entre el comienzo y el final de la conducción.

Estos datos han de reunirse en una ecuación con la que se determinará la variación de presión existente en cada línea. La ecuación es la que sigue. El primer sumando describe la pérdida de carga en la longitud total, el segundo, la pérdida de carga en todos los accesorios y el tercero, la pérdida de carga debido a la diferencia de altura.

$$\Delta P_{TOTAL} = L_t \cdot \left(\frac{\Delta P}{m}\right) + \sum L_{eq} \cdot \left(\frac{\Delta P}{m}\right) + (H_1 - H_2) \cdot g \cdot \rho \quad [A.9.7]$$

Donde:

ΔP_T : Variación total de presión, Pa .

L_t : Longitud total de la tubería, m .

$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$: Pérdida de carga por metro de tubería, Pa/m .

L_{eq} : Longitud equivalente del accesorio, m .

H_1 : Altura del inicio de la tubería, m .

H_2 : Altura del final de la tubería, m .

g : Aceleración de la gravedad, $(9,81 \text{ m/s}^2)$.

ρ : Densidad del fluido que atraviesa la tubería, $kg \cdot m^{-3}$.

La longitud de la tubería es estimada por el espacio que presentan los equipos unos de otros y la diferencia de altura ha sido ya descrita en los anexos anteriores.

Para calcular la longitud equivalente en los accesorios se recurre a la **tabla A.11.17** del **Anexo 11**. Esta expresa la longitud equivalente de cada accesorio por el diámetro interno del mismo, por lo que se multiplicará dicho diámetro al valor dado en la tabla. En la **tabla A.11.18** del mismo anexo se expone el resto de accesorios. Aquí se expresa directamente la longitud equivalente del accesorio, solo que se encuentra en *pies*.

Como se ha hecho en el apartado anterior, se expondrán a continuación las características de las conducciones y se calculará la pérdida de carga total.

Línea 1

Tabla A.9.15. Características de la Línea 1

Línea 1	
L_T (m)	22
Accesorios	2 válvulas de globo 1 válvula de retención 3 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	370,221
D interno (m)	0,163
$H_1 - H_2$	0
ρ ($kg \cdot m^{-3}$)	868,631

Como la variación de la altura es cero, la pérdida de carga se expresa en este caso sacando factor común:

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[22m + \left(2 \cdot 350 \frac{m}{m} + 3 \cdot 20 \frac{m}{m} \right) \cdot 0,163 m + 16,154 m \right] \cdot 370,221 \left(\frac{Pa}{m} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 1}) = 59914,791 Pa$$

Línea 1.1

Tabla A.9.16. Características de la Línea 1.1

Línea 1.1	
L_T (m)	2
Accesorios	2 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m} \right)$ (Pa/m _{tubería})	474,038
D interno (m)	0,161
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	868,604

De la misma manera que en la conducción anterior, se saca factor común, quedando la expresión de la pérdida de carga como sigue:

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[2 m + \left(2 \cdot 20 \frac{m}{m} \right) \cdot 0,161 m + \right] \cdot 474,038 \left(\frac{Pa}{m} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 1.1}) = 4009,755 Pa$$

Línea 2**Tabla A.9.17.** Características de la Línea 2

Línea 2	
L_T (m)	4
Accesorios	1 válvula de globo 1 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	618,756
D interno (m)	0,154
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	867,834

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[4 \text{ m} + \left(320 \frac{\text{m}}{\text{m}} + 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,154 \text{ m} \right] \cdot 618,756 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 2}) = 37743,445 \text{ Pa}$$

Línea 3**Tabla A.9.18.** Características de la Línea 3

Línea 3	
L_T (m)	19
Accesorios	4 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	566,636
D interno (m)	0,197
$H_1 - H_2$	-12,5
ρ (kg·m ⁻³)	134,954

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right) + (H_1 - H_2) \cdot g \cdot \rho$$

$$\Delta P_T = \left[19\text{m} + \left(4 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,197 \text{ m} + \right] \cdot 566,636 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right) - 12,5 \cdot 9,81 \cdot 134,95$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 3}) = 3139,617 \text{ Pa}$$

Línea 4**Tabla A.9.19.** Características de la Línea 4

Línea 4	
L_T (m)	19
Accesorios	1 válvula de reducción 1 válvula de retención 1 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	82,968
D interno (m)	0,257
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	3,601

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[19 \text{ m} + 21,376 \text{ m} + \left(7 \frac{\text{m}}{\text{m}} + 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,154 \text{ m} \right] \cdot 82,968 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 4}) = 3923,323 \text{ Pa}$$

Línea 5**Tabla A.9.20.** Características de la Línea 5

Línea 5	
L_T (m)	23,5
Accesorios	4 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	95,552
D interno (m)	0,303
$H_1 - H_2$	-12,5
ρ (kg·m ⁻³)	1,931

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right) + (H_1 - H_2) \cdot g \cdot \rho$$

$$\Delta P_T = \left[23,5 \text{ m} + \left(4 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,303 \text{ m} \right] \cdot 95,552 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right) - 12,5 \cdot 9,81 \cdot 1,931$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 5}) = 4326,536 \text{ Pa}$$

Línea 6**Tabla A.9.21.** Características de la Línea 6

Línea 6	
L_T (m)	13
Accesorios	2 codos largos 90° 1 Te
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	1003,887
D interno (m)	0,222
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	41,495

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[13 \text{ m} + \left(2 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} + 1 \cdot 76 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,222 \text{ m} \right] \cdot 1003,887 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 6}) = 36923,713 \text{ Pa}$$

Línea 6.1 y 6.3

La pérdida de carga de ambas tuberías será la misma, ya que son paralelas y tienen la misma longitud.

Tabla A.9.22. Características de la Línea 6.1 y 6.3

Línea 6.1 y 6.3	
L_T (m)	6
Accesorios	2 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	4552,174
D interno (m)	0,109
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	41,495

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[6 \text{ m} + \left(2 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,109 \text{ m} \right] \cdot 4552,174 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 6.1 y 6.3}) = 47260,708 \text{ Pa}$$

Línea 6.2

Tabla A.9.23. Características de la Línea 6.2

Línea 6.2	
L_T (m)	2
Accesorios	1 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	4552,174
D interno (m)	0,109
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	41,495

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[2 \text{ m} + \left(1 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,109 \text{ m} \right] \cdot 4552,174 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 6.2}) = 19078,180 \text{ Pa}$$

Línea 7

Tabla A.9.24. Características de la Línea 7

Línea 7	
L_T (m)	13
Accesorios	2 codos largos 90° 1 Te
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	76,184
D interno (m)	0,378
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	1,152

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[13 \text{ m} + \left(2 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} + 1 \cdot 67 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,378 \text{ m} \right] \cdot 76,184 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Línea 7}) = 4070,512 \text{ Pa}$$

Línea 7.1 y 7.3

De la misma manera, estas dos líneas de igual longitud son paralelas.

Tabla A.9.25. Características de la Línea 7.1 y 7.3

Línea 7.1 y 7.3	
L_T (m)	6
Accesorios	2 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	80,554
D interno (m)	0,222
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	1,152

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[6 \text{ m} + \left(2 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,222 \text{ m} \right] \cdot 80,554 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Línea 7.1 y 7.3}) = 1199,448 \text{ Pa}$$

Línea 7.2

Tabla A.9.26. Características de la Línea 7.2

Línea 7.2	
L_T (m)	2
Accesorios	2 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	80,554
D interno (m)	0,222
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	1,152

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[2 \text{ m} + \left(2 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,222 \text{ m} \right] \cdot 80,554 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 7.2}) = 877,232 \text{ Pa}$$

Línea 8.1 y 8.3

Estas dos conducciones son paralelas y tienen la misma pérdida de carga.

Tabla A.9.27. Características de la Línea 8.1 y 8.3

Línea 8.1 y 8.3	
L_T (m)	5,5
Accesorios	2 codos largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m} \right)$ (Pa/m _{tubería})	225,151
D interno (m)	0,333
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	7,194

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[5,5 \text{ m} + \left(2 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,333 \text{ m} \right] \cdot 225,151 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 8.1 y 8.3}) = 4240,954 \text{ Pa}$$

Línea 8.2**Tabla A.9.28.** Características de la Línea 8.2

Línea 8.2	
L_T (m)	1,5
Accesorios	1 codo largos 90° 1 Te
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	225,151
D interno (m)	0,333
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	7,194

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[1,5 \text{ m} + \left(1 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} + 1 \cdot 67 \right) \cdot 0,333 \text{ m} \right] \cdot 225,151 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 8.2}) = 6868,429 \text{ Pa}$$

Línea 9**Tabla A.9.29.** Características de la Línea 9

Línea 9	
L_T (m)	8
Accesorios	3 codo largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	174,430
D interno (m)	0,491
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	7,194

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[8 \text{ m} + \left(3 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,491 \text{ m} \right] \cdot 174,430 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 9}) = 6529,711 \text{ Pa}$$

Línea 10**Tabla A.9.30.** Características de la Línea 10

Línea 10	
L_T (m)	4
Accesorios	4 codo largos 90°
$\left(\frac{\Delta P}{m}\right)$ (Pa/m _{tubería})	157,893
D interno (m)	0,473
$H_1 - H_2$	0
ρ (kg·m ⁻³)	8,776

$$\Delta P_{TOTAL} = \left[L_t + \sum L_{eq} \right] \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right)$$

$$\Delta P_T = \left[4 \text{ m} + \left(4 \cdot 20 \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) \cdot 0,473 \text{ m} \right] \cdot 157,893 \left(\frac{\text{Pa}}{\text{m}} \right)$$

$$\Delta P_T (\text{Linea 10}) = 6607,508 \text{ Pa}$$

9.4. Aislante para tuberías

La lana de roca es el aislante para tuberías debido a su económico coste. Dependiendo del diámetro nominal de las tuberías y de la temperatura del fluido en su interior, tendrá un determinado espesor. En la **tabla A.11.12** del **Anexo 11** vienen todos los espesores del aislante. Este viene reflejado en la siguiente tabla para cada línea de la planta.

Tabla 9.31. Espesor del aislante por tubería

Línea	Diámetro Nominal (in)	Espesor aislante (mm)
1	6	40
1.1	6	40
2	6	40
3	8	90
4	10	50
5	12	50
6	10	150
6.1 y 6.3	5	140
6.2	5	140
7	18	190
7.1 y 7.3	10	150
7.2	10	150
8.1 y 8.3	16	180
8.2	16	180
9	24	200
10	30	180

ANEXO 10. DISEÑO DEL SISTEMA DE BOMBEO

10.1. Introducción

Calculadas todas las pérdidas de carga que se producen en los sistemas de conducción, es necesario ahora diseñar los sistemas de impulsión.

Como se ha justificado en el *anexo 9*, no hay ninguna conducción que pierda la suficiente carga como para necesitar su bombeo y asumir dichas pérdidas. Además la mayoría de las corrientes son gaseosas y en ese caso se necesitaría compresores. Pero sí que es necesario a una de las corrientes aumentarle la presión para su entrada al intercambiador IC-01. Esta corriente, la de tolueno, se bombeará hasta 35 *bar*.

El tolueno, proveniente del tanque de almacenamiento, hace falta drenarlo del mismo, con lo que la bomba haría las dos funciones, tanto drenar el depósito como aplicar la presión suficiente para el proceso. Pero con una sola bomba no es suficiente. Así que se toma la decisión de poner dos bombas en serie.

Ambas bombas serán sobredimensionadas, es decir, se colocarán dos bombas conectadas en bypass con el fin de incrementar la vida útil de las mismas combinando periódicamente su uso y si en el caso de que fallara una, no parar la producción. El diseño se realizará sólo para una de ellas puesto que se trata de equipos idénticos.

Por tanto, las bombas que se proceden a diseñar son, una para drenar al líquido almacenado en el tanque y además aportar mayor presión al líquido (conducción L-1 a L-1.1) y la otra para llevar hasta la presión deseada (conducción L-1.1 hasta L.2).

10.2. Diseño de la bomba B-01

Para saber el tipo de bomba que cumplirá dicho cometido es necesario conocer algunas características del fluido a impulsar, como el caudal y la altura de impulsión que requiere. Existen métodos gráficos que ayudan a su elección y que se verán en el presente anexo. De momento se van a conocer algunas características y cuando se obtengan, se decidirá cuál es la bomba más competente.

10.2.1. Balance de energía mecánico

Se recurre a la ecuación de *Bernoulli* para llevar a cabo este balance:

Energía de Presión + Energía Potencial + Energía cinética + Energía de Bombeo + Pérdidas por fricción = 0

La ecuación del balance queda entonces como:

$$\frac{(P_2 - P_1)}{\rho \cdot g} + (Z_2 - Z_1) + \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2 \cdot g} + h_f = h_s \quad [A. 10.1]$$

El subíndice 1 hace referencia al punto de succión de la bomba y el subíndice 2 al punto de descarga. Entonces:

P_2 : Presión del fluido en el punto de descarga (Pa)

P_1 : Presión del fluido a la entrada de la bomba (Pa)

ρ : Densidad del fluido en el interior de la tubería (kg/m^3)

$Z_2 - Z_1$: Diferencia de altura entre el punto 1 y la salida de la bomba.

V_2 : Velocidad del fluido en el punto 2 (m/s)

V_1 : Velocidad del fluido a la entrada de la bomba (m/s)

h_f : Pérdidas por fricción (m)

h_s : Altura manométrica proporcionada por la bomba (m)

g : Aceleración de la gravedad ($9,81 \text{ m/s}^2$)

Se realizan las siguientes consideraciones para el diseño de la bomba B-01.

- $V_1 = 0$ ya que se considera el punto 1 a la superficie líquido estancado.
- V_2 es la velocidad en la conducción L.1.1 ($2,347 \text{ m/s}$)
- La densidad es prácticamente igual en ambas conducciones ($868,47 \text{ kg/m}^3$).
- Z_1 se considera el punto más alto del líquido del depósito de almacenamiento y Z_2 es el punto de salida de la bomba y este está a $0,5 \text{ m}$ sobre el suelo.
- La P_2 se ha considerado finalmente 1200000 Pa .

Para ver todas los datos relativos a las conducciones L-1 y L-1.1, ir a la **tabla A.9.3, A.9.4, A.9.15 y A.9.16 del anexo 9**

Las pérdidas de carga que comprende el balance son la suma de las de las de conducción L-1 y L-1.1

$$h_f = h_{f_{L-1}} + h_{f_{L-1.1}} = 59914,791 \text{ Pa} + 4009,754 \text{ Pa} = 63924,545 \text{ Pa}$$

Esta pérdida de carga ha de expresarse como su altura manométrica:

$$h_f = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} \quad [A. 10.2]$$

$$h_f = \frac{63924,545 \text{ Pa}}{868,47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 7,503 \text{ m}$$

La ecuación del balance queda:

$$h_s = \frac{(1200000 - 100000)}{868,47 \cdot 9,81} + (0,5 - 5,82) + \frac{(2,347^2)}{2 \cdot 9,81} + 7,503 \text{ m}$$

Por tanto, la altura manométrica proporcionada por la bomba es:

$$h_s = 131,577 \text{ m}$$

10.2.2. Selección del tipo de bomba

Conocer la altura manométrica que proporciona la bomba es una característica muy importante para saber que bomba será útil para el objetivo que se le presta. Pero otra de las características que hace falta conocer es el caudal volumétrico.

Como se tiene la densidad y se conoce el caudal másico con el que circula el fluido, el caudal volumétrico es de:

$$Q = 0,048 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 172,996 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Gráficamente se puede obtener un buen criterio para la selección del tipo de bomba. Como se aprecia en la siguiente figura según el caudal y la altura se puede elegir entre los cuatro tipos de bombas.

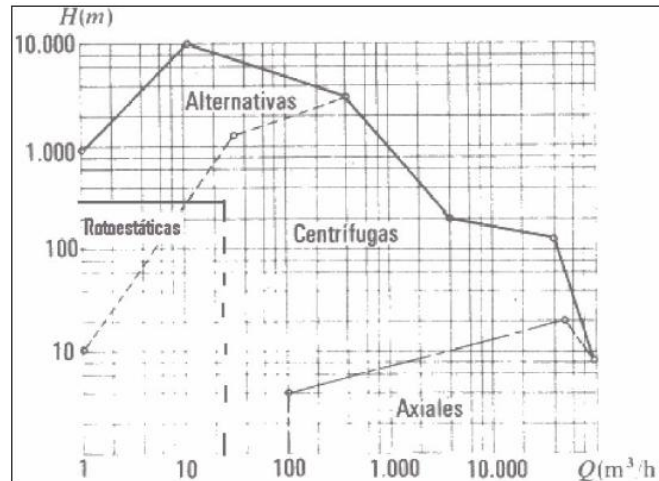


Fig. A.10.1. Criterio de selección de equipos

Por tanto, con el caudal con el que circula y la altura que alcanza, la bomba seleccionada es claramente una centrífuga.

10.2.3. Potencia hidráulica de la bomba

La potencia de una bomba se define como la rapidez con la que se está transfiriendo energía. La potencia requerida por la bomba se calcula multiplicando la carga de la bomba por la velocidad de flujo en peso (Caudal másico x gravedad), expresando así la potencia suministrada al fluido.

$$W_{H-B} = w_m \cdot h_S \cdot g \quad [A. 10.3]$$

Donde:

W_{H-B} : Potencia hidráulica de la bomba (W)

w_m : Caudal másico impulsado por la bomba (kg/s)

h_S : Altura manométrica (m)

g : Aceleración de la gravedad ($9,81 m/s^2$)

Sustituyendo todos los datos:

$$W_{H-B} = 41,734 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot 131,577 (m) \cdot 9,81 \left(\frac{m}{s^2} \right) = 53868,707 W$$

10.2.4. Carga o altura neta de succión positiva disponible (NPSH_d)

El sistema de succión debe ser capaz de permitir la entrada a la bomba de un flujo de líquido a una presión suficientemente alta para evitar la formación de burbujas en el fluido, es decir, la cavitación, proceso que se explica más detalladamente en el *capítulo 10* de la *Memoria Descriptiva*.

A medida que la presión en un fluido disminuye, la temperatura a la cual se forman burbujas de vapor también disminuye. Por lo tanto, es esencial que la presión de succión a la entrada de la bomba tenga un valor más elevado que la presión de vapor, a la temperatura de operación, del líquido. Esto se logra proporcionando una carga neta de succión positiva (Net Positive Suction Head) disponible.

Los fabricantes proporcionan datos acerca de la carga de succión positiva neta que se requiere para una operación satisfactoria. Debe asegurarse de que existe una NPSH_d lo suficientemente grande para que sea mayor que la requerida (NPSH_r).

Para el cálculo de la altura neta de succión positiva se hace uso de la siguiente expresión:

$$NPSH_d = \frac{(P_1 - P_v)}{\rho \cdot g} + \frac{(V_1^2)}{2 \cdot g} + (Z_1 - Z_2) + h_f \quad [A. 10.4]$$

P_1 : Presión en el punto de aspiración de la bomba (Pa)

P_v : Presión de vapor del fluido a la entrada de la bomba (Pa)

ρ : Densidad del fluido en el interior de la tubería (kg/m³)

$Z_1 - Z_2$: Diferencia de altura entre el punto de succión y la entrada de la bomba.

V_1 : Velocidad del fluido a la entrada de la bomba (Conducción L-1) (m/s)

h_f : Pérdidas por fricción en el tramo de tubería (m)

La presión de vapor del fluido se va a hallar a partir de la ecuación de *Antoine*:

$$\log P_v = A - \left(\frac{B}{T + C} \right) \quad [A. 10.5]$$

Donde los coeficientes de la ecuación de *Antoine* para el tolueno son:

Antoine	Tolueno
A	4,05004
B	1327,62
C	217,625

Sustituyendo estos coeficientes para una temperatura de 20 °C, la presión de vapor en *bar* es:

$$P_v = 0,029 \text{ bar} = 2904,03 \text{ Pa}$$

Por otro lado, como se consideró en el **anexo 9**, la pérdida por fricción tendrá en cuenta el tramo de succión con los accesorios que le corresponden:

$$\Delta P_t = L_t \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right) + \sum L_{eq} \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right) + (H_1 - H_2) \cdot \rho \cdot g \quad [A. 10.6]$$

Donde el primer término de la ecuación corresponde al tramo de tubería, el segundo a los accesorios y el tercero a la diferencia de altura, que en este caso es despreciable.

$$\Delta P_t = \left(L_t + \sum L_{eq} \right) \cdot \left(\frac{\Delta P}{m} \right) \quad [A.10.7]$$

Considerando 1 m para el tramo de succión y un codo de 90° (largo), la pérdida de carga es:

$$\Delta P_t = \left(1(m) + 20 \left(\frac{m}{m} \right) \cdot 0,163 (m) \right) \cdot 370,22 \left(\frac{Pa}{m} \right) = 1575,201 Pa$$

Como se hizo en la **ecuación A.10.2** se pasa esta pérdida a altura manométrica:

$$h_f = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} = \frac{1575,201 Pa}{868,47 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}} = 0,185 m$$

Ya se está en disposición de calcular la altura neta de succión positiva a partir de la **ecuación A.10.4**.

$$NPSH_d = \frac{(100000 - 2904,03) Pa}{868,47 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}} + \frac{(2,31 m/s)^2}{2 \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}} + 0,185 m$$

$$NPSH_d = 11,484 m$$

10.2.5. Carga o altura neta de succión positiva requerida (NPSH_r)

Este apartado tiene como fin comprobar si la bomba que se pretende comprar tiene los requisitos que la de objeto a diseño ha impuesto.

Para ello, se hace uso de la curva característica del modelo. Como una bomba de la casa Bell&Gossett de la serie 1510 modelo 4AC de 1750 rpm, se obtiene una carga de:

$$NPSH_r = 3,5 \text{ m}$$

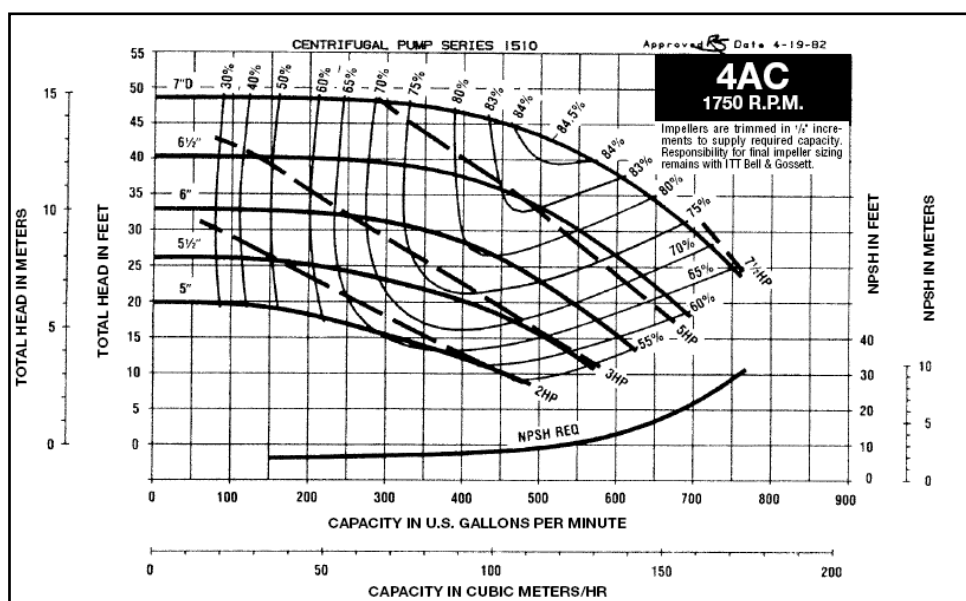


Fig. A.10.2. Curva característica de la bomba 4AC de la serie 1510

Como la carga disponible es mayor que la carga requerida, se puede decir que la bomba funcionará correctamente.

$$NPSH_d > NPSH_r$$

10.3. Diseño de la bomba B-02

Esta bomba tiene la misión de llevar al tolueno a la presión con la que trabajará en la planta, es decir, a 35 bar. El punto de succión es la tubería que le precede L-1.1 y el de descarga es la L-2, que finaliza en el intercambiador IC-01.

De la misma manera se irán conociendo a lo largo de este anexo las características propias de una bomba para saber finalmente el tipo de bomba que cumplirá dicho cometido.

De manera análoga a la bomba B-01, se procederá a continuación a realizar su diseño.

10.3.1. Balance de energía mecánico

Se recurre a la ecuación de *Bernouilli* para llevar a cabo este balance:

$$\frac{(P_2 - P_1)}{\rho \cdot g} + (Z_2 - Z_1) + \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2 \cdot g} + h_f = h_s \quad [A. 10.8]$$

El subíndice 1 hace referencia al punto de succión de la bomba y el subíndice 2 al punto de descarga. Entonces:

P_2 : Presión del fluido en el punto de descarga (Pa)

P_1 : Presión del fluido a la entrada de la bomba (Pa)

ρ : Densidad del fluido en el interior de la tubería (kg/m^3)

Z_2-Z_1 : Diferencia de altura entre la entrada y la salida de la bomba.

V_2 : Velocidad del fluido en la salida de la bomba (m/s)

V_1 : Velocidad del fluido a la entrada de la bomba (m/s)

h_f : Pérdidas por fricción (m)

h_s : Altura manométrica proporcionada por la bomba (m)

g : Aceleración de la gravedad ($9,81 m/s^2$)

Se realizan las siguientes consideraciones para el diseño de la bomba B-02.

- V_1 es la velocidad en la conducción L.1.1 ($2,347 m/s$)
- V_2 es la velocidad en la conducción L.2 ($2,58 m/s$)

- La densidad es prácticamente igual en ambas conducciones ($868,069 \text{ kg/m}^3$).
- Z_1 se considera el punto de entrada de la bomba y Z_2 es el punto de salida de la bomba; estando ambas a $0,5 \text{ m}$ sobre el suelo, su diferencia es 0.
- La P_2 se ha considerado finalmente 3500000 Pa .

Para ver todas los datos relativos a las conducciones L-1.1 y L-2, ir a la **tabla A.9.4, A.9.5, 9.16 y 9.17 del anexo 9**.

Las pérdidas de carga que comprende el balance son la suma de las de las de conducción L-1.1 y L-2

$$h_f = h_{f_{L-1.1}} + h_{f_{L-2}} = 4009,755 \text{ Pa} + 37743,445 \text{ Pa} = 41753,2 \text{ Pa}$$

Esta pérdida de carga ha de expresarse como su altura manométrica:

$$h_f = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} \quad [A. 10.9]$$

$$h_f = \frac{41753,2 \text{ Pa}}{868,069 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 4,903 \text{ m}$$

La ecuación del balance queda:

$$h_s = \frac{(3500000 - 1200000)}{868,069 \cdot 9,81} + \frac{(2,58^2 - 2,347^2)}{2 \cdot 9,81} + 4,903 \text{ m}$$

Por tanto, la altura manométrica proporcionada por la bomba es:

$$h_s = 275,05 \text{ m}$$

10.3.2. Selección del tipo de bomba

Para poder utilizar la *figura A.10.1.* es necesario conocer, además de la altura manométrica, el caudal volumétrico.

Como se tiene la densidad y se conoce el caudal másico con el que circula el fluido, el caudal volumétrico es de:

$$Q = 0,048 \frac{m^3}{s} = 173,075 \frac{m^3}{h}$$

Recurriendo a la *figura A.10.1.*, la bomba seleccionada es también una centrífuga.

10.3.3. Potencia hidráulica de la bomba

La potencia de una bomba se define como la rapidez con la que se está transfiriendo energía. La potencia se expresa como:

$$W_{H-B} = w_m \cdot h_s \cdot g \quad [A.10.10]$$

Donde:

W_{H-B} : Potencia hidráulica de la bomba (W)

w_m : Caudal másico impulsado por la bomba (kg/s)

h_s : Altura manométrica (m)

g : Aceleración de la gravedad (9,81 m/s²)

Sustituyendo todos los datos:

$$W_{H-B} = 41,734 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot 275,05 \text{ (m)} \cdot 9,81 \left(\frac{m}{s^2} \right) = 112607,3 \text{ W}$$

10.3.4. Carga o altura neta de succión positiva disponible (NPSH_d)

Es esencial que la presión de succión a la entrada de la bomba tenga un valor más elevado que la presión de vapor, a la temperatura de operación, del líquido. Esto se logra proporcionando una carga neta de succión positiva (Net Positive Suction Head) disponible.

Para que la operación sea satisfactoria, debe asegurarse de que existe una NPSH_d lo suficientemente grande para que sea mayor que la requerida (NPSH_r).

$$NPSH_d = \frac{(P_1 - P_v)}{\rho \cdot g} + \frac{(V_1^2)}{2 \cdot g} + (Z_1 - Z_2) + h_f \quad [A.10.11]$$

P_1 : Presión en el punto de aspiración de la bomba (Pa)

P_v : Presión de vapor del fluido a la entrada de la bomba (Pa)

ρ : Densidad del fluido en el interior de la tubería (kg/m³)

$Z_1 - Z_2$: Diferencia de altura entre el punto de succión y la entrada de la bomba.

V_1 : Velocidad del fluido a la entrada de la bomba (Conducción L-1.1) (m/s)

h_f : Pérdidas por fricción en el tramo de tubería (m)

La presión de vapor del fluido se va a hallar a partir de la ecuación de Antoine:

$$\log P_v = A - \left(\frac{B}{T + C} \right) \quad [A.10.12]$$

Siendo los mismos coeficientes que se consideraron anteriormente para el tolueno y sustituyendo estos para una temperatura de 22,6 °C, la presión de vapor en Pa es:

$$P_v = 0,033 \text{ bar} = 3346,202 \text{ Pa}$$

Por otro lado, como se consideró en el **anexo 9**, la pérdida por fricción tendrá en cuenta el tramo de succión con los accesorios que le corresponden:

$$\Delta P_t = L_t \cdot \left(\frac{\Delta P}{m}\right) + \sum L_{eq} \cdot \left(\frac{\Delta P}{m}\right) + (H_1 - H_2) \cdot \rho \cdot g \quad [A.10.13]$$

$$\Delta P_t = \left(L_t + \sum L_{eq}\right) \cdot \left(\frac{\Delta P}{m}\right) \quad [A.10.14]$$

Considerando 1 m para el tramo de succión y un codo de 90° (largo), la pérdida de carga es:

$$\Delta P_t = \left(1(m) + 20 \left(\frac{m}{m}\right) \cdot 0,161 (m)\right) \cdot 474,038 \left(\frac{Pa}{m}\right) = 2004,877 \text{ Pa}$$

Y la altura manométrica es:

$$h_f = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} = \frac{2004,877 \text{ Pa}}{868,069 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}} = 0,235 \text{ m}$$

Y finalmente ya se puede calcular la altura neta de succión positiva a partir de la **ecuación A.10.12**.

$$NPSH_d = \frac{(1200000 - 2004,877) Pa}{868,069 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}} + \frac{(2,347 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}} + 0,235 \text{ m}$$

$$NPSH_d = 140,568 \text{ m}$$

10.3.5. Carga o altura neta de succión positiva requerida ($NPSH_r$)

Para comprobar si la bomba que se quiere comprar tiene los requisitos que se han impuesto, se hace uso de la curva característica del modelo. Como una bomba de la casa Bell&Gossett de la serie 1510 modelo 4BC de 3500 rpm, se obtiene una carga de:

$$NPSH_r = 9 \text{ m}$$

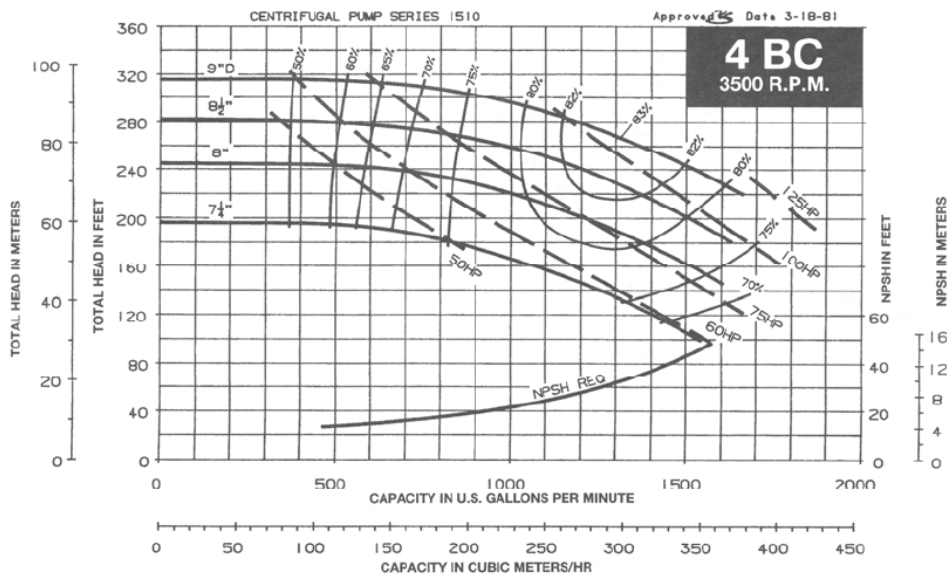


Fig. A.10.3. Curva característica de la bomba 4BC de la serie 1510

Como la carga disponible es mayor que la carga requerida, se puede decir que la bomba funcionará correctamente.

$$NPSH_d > NPSH_r$$

ANEXO 11. FIGURAS Y TABLAS

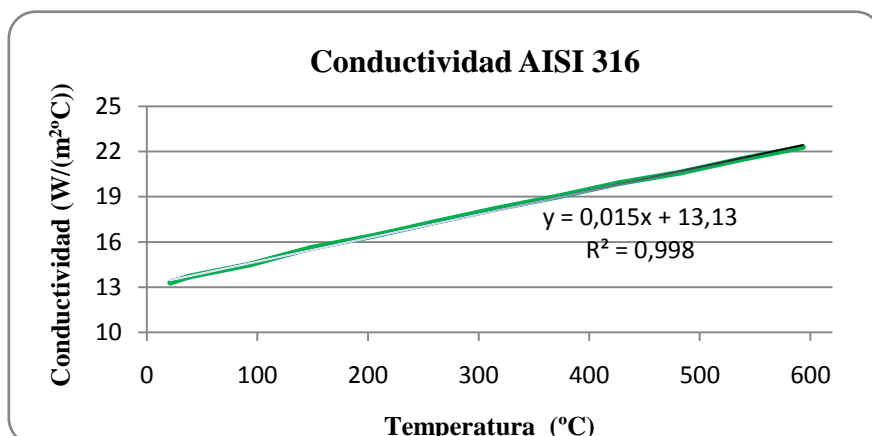


Fig. 11.1. Conductividad térmica del acero inoxidable AISI 316

Tabla 11.1. Selección de materiales [Megsey, E.F., 2001]

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES				
Acero al carbono y de bajo contenido en elementos de aleación*				
Forma	Composición Nominal	Especificación		Aplicación
		Número	Grado	
PLACA	C	SA-283	C	Calidad estructural. Puede usarse con limitaciones para recipientes a presión.
	C	SA-285	C	Calderas para servicio estacionario y otros recipientes a presión
	C-Si	SA-515	55	Principalmente para servicio a temperatura media y alta
	C-Si	SA-515	60	
	C-Si	SA-515	65	
	C-Si	SA-515	70	
	C-Si	SA-516	55	Para servicio a temperaturas moderadas y baja.
	C-Si	SA-516	60	
	C-Mn-Si	SA-516	65	
C-Mn-Si	SA-516	70		
BRIDAS Y ACC.	C-Mn-Si	SA-105		Servicio a alta temperatura
	C-Si	SA-181	I	Para servicio general
	C-Mn	SA-350	LF1	Servicio a baja temperatura
	C-Mn-Si		LF2	
TUBERIA	C-Mn	SA-53	B	Servicio general
	C-Mn	SA-106	B	Servicio a alta temperatura
TORNILLERIA	1 Cr-1/5 Mo	SA-193	B7	Servicio a alta temperatura; tornillos pasantes de 2 ½ pulgadas de diámetro o menos
		SA-194	2H	Para tuercas para servicio a alta temperatura
		SA-307	B	Tornillo de máquinas para uso general

* Datos de los materiales de uso más frecuente tomados de las normas ASME, secciones I y VIII

Tabla A.11.2. Número de tubos de los diferentes tipos de intercambiadores [Process Heat Transfer. R.W. Serth]

Table C.8 Tube Counts for 1.25-in. OD Tubes on 1⁹/₁₆-in. Triangular Pitch

Shell ID (in.)	TEMA L or M				TEMA P or S				TEMA U		
	Number of passes				Number of passes				Number of passes		
	1	2	4	6	1	2	4	6	2	4	6
8	15	10	8	12	13	10	4	0	6	4	6
10	27	22	16	12	18	20	8	12	14	12	12
12	38	36	26	24	33	26	26	18	28	20	18
13¼	55	44	42	40	38	44	34	24	34	28	30
15¼	66	64	52	50	57	58	48	44	52	48	40
17¼	88	82	78	68	81	72	62	68	72	68	64
19¼	117	106	98	96	100	94	86	80	90	84	78
21¼	136	134	124	108	126	120	116	102	118	112	102
23¼	170	164	146	148	159	146	132	132	148	132	120
25	198	188	166	168	183	172	150	148	172	160	152
27	237	228	208	192	208	206	190	180	200	188	180
29	268	266	242	236	249	238	224	220	242	228	216
31	312	304	284	276	291	282	262	256	282	264	250
33	357	346	322	324	333	326	298	296	326	308	292
35	417	396	372	364	372	368	344	336	362	344	336
37	446	446	422	408	425	412	394	384	416	396	384
39	506	490	472	464	478	468	442	432	472	444	428
42	592	584	552	544	558	546	520	512	554	524	510
45	680	676	646	632	646	634	606	596	636	624	592
48	788	774	736	732	748	732	704	696	736	708	692
54	1003	980	952	928	962	952	912	892	946	916	890
60	1237	1228	1188	1152	1194	1182	1144	1116	1176	1148	1116

Tabla A.11.3. Separación máxima entre deflectores [TEMA, sección 5]

Tube OD	Tube Materials and Temperature Limits ° F (° C)	
	Carbon Steel & High Alloy Steel, 759 (399) Low Alloy Steel, 850 (454) Nickel-Copper, 600 (316) Nickel, 850 (464) Nickel-Chromium-Iron, 1000 (538)	Aluminum & Aluminum Alloys, Copper & Copper Alloys, Titanium Alloys At Code Maximum Allowable Temperature
1/4 (6.4)	26 (660)	22 (559)
3/8 (9.5)	35 (889)	30 (762)
1/2 (12.7)	44 (1118)	38 (965)
5/8 (15.9)	52 (1321)	45 (1143)
3/4 (19.1)	60 (1524)	52 (1321)
7/8 (22.2)	69 (1753)	60 (1524)
1 (25.4)	74 (1880)	64 (1626)
1-1/4 (31.8)	88 (2235)	76 (1930)
1-1/2 (38.1)	100 (2540)	87 (2210)
2 (50.8)	125 (3175)	110 (2794)

Tabla A.11.4. Espesor comercial de deflectores [TEMA, sección 5]

Nominal Shell ID	Plate Thickness					
	Unsupported tube length between central baffles. End spaces between tubesheets and baffles are not a consideration.					
	12 (305) and Under	Over 12 (305) to 24 (610) Inclusive	Over 24 (610) to 36 (914) Inclusive	Over 36 (914) to 48 (1219) Inclusive	Over 48 (1219) to 60 (1524) Inclusive	Over 60 (1524)
6 - 14 (152-356)	1/16 (1.6)	1/8 (3.2)	3/16 (4.8)	1/4 (6.4)	3/8 (9.5)	3/8 (9.5)
15 - 28 (381-711)	1/8 (3.2)	3/16 (4.8)	1/4 (6.4)	3/8 (9.5)	3/8 (9.5)	1/2 (12.7)
29 - 38 (737-965)	3/16 (4.8)	1/4 (6.4)	5/16 (7.5)	3/8 (9.5)	1/2 (12.7)	5/8 (15.9)
39 - 60 (991-1524)	1/4 (6.4)	1/4 (6.4)	3/8 (9.5)	1/2 (12.7)	5/8 (15.9)	5/8 (15.9)
61 - 100 (1549-2540)	1/4 (6.4)	3/8 (9.5)	1/2 (12.7)	5/8 (15.9)	3/4 (19.1)	3/4 (19.1)

Tabla A.11.5. Eficiencias de juntas máximas permisibles [ASME VIII - Div. 1, tabla UW-12]

Tipo No.	Descripción de la Junta	Limitaciones	Categoría de la Junta	Prueba Radiográfica		
				(a) Pleno ²	(b) Local ²	(c) Ninguno
(1)	Juntas a tope que se logran por soldadura doble o por otro medio el cual obtendrá la misma calidad de metal de soldadura depositado en las superficies de soldar interiores y exteriores para concordar con los requerimientos de UW-35. Las soldaduras que usan tiras de respaldo que permanecen en su lugar son excluidas.	Ninguna	A, B, C, y D	1.00	0.85	0.70
(2)	Junta a tope con soldadura simple con tira de respaldo diferente de aquellas incluidas en (1)	(a) Ninguna excepto como en (b) abajo (b) Juntas a tope circunferenciales con un rebajo de placa; [Vea UW-13 (b) (4) y Fig. UW-13.1, croquis (k)]	A, B, C, y D A, B, y C	0.99 0.90	0.80 0.80	0.65 0.65
(3)	Junta a tope con soldadura simple sin el uso de tira de respaldo	Sólo juntas circunferenciales a tope, no mayores de 5/8 pulg. de grueso y no mayor de 24 pulg. de diámetro exterior	A, B y C	NA	NA	0.60
(4)	Junta de solape con filete pleno y doble	(a) Juntas longitudinales no mayores de 3/8 pulg. de grueso (b) Juntas circunferenciales no mayor de 5/8 pulg. de grueso	A B y C	NA NA	NA NA	0.55 0.55
(5)	Juntas de solape con filete pleno simple con soldaduras de tapón que conforman con UW-17	(a) Juntas circunferenciales ⁴ para fijación de tapas no mayores de 24 pulg. de diámetro exterior a envolventes no mayores de 1/2 pulg. de grueso (b) Juntas circunferenciales para la fijación de envolventes de camisas no mayores de 5/8 pulg. de espesor nominal en que la distancia desde el centro de la soldadura de tapón hasta la orilla de la placa no sea menor que 1-1/2 veces el diámetro del agujero para el tapón.	B C	NA NA	NA NA	0.50 0.50

Tabla A.11.6. Máxima tensión permisible para aceros al carbono en tuberías [ASME B.31.3]

BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION FOR METALS ¹										
Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated										
Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi		Min. Temp.		
						Tensile	Yield	to 100	200	300
Carbon Steel										
Pipes and Tubes (2)										
A 285 Gr. A	A 134	1	...	(8b)(57)	B	45	24	15.0	14.6	14.2
A 285 Gr. A	A 672	1	A45	(57)(59)(67)	B	45	24	15.0	14.6	14.2
Butt weld Smls & ERW	API 5L	S-1	A25	(8a)	-20	45	25	15.0	15.0	14.5
	API 5L	S-1	A25	(57)(59)	B	45	25	15.0	15.0	14.5
...	A 179	1	...	(57)(59)	-20	47	26	15.7	15.0	14.2
Type F	A 53	1	Gr. A	(8a)(77)	20	48	30	16.0	16.0	16.0
...	A 139	S-1	A	(8b)(77)	A	48	30	16.0	16.0	16.0
...	A 587	1	...	(57)(59)	-20	48	30	16.0	16.0	16.0
...	A 53	1	A	(57)(59)	} B	48	30	16.0	16.0	16.0
...	A 106	1	A	(57)						
...	A 135	1	A	(57)(59)						
...	A 369	1	FPA	(57)						
...	API 5L	S-1	A	(57)(59)(77)						
A 285 Gr. B	A 134	1	...	(8b)(57)	B	50	27	16.7	16.4	16.0
A 285 Gr. B	A 672	1	A50	(57)(59)(67)	B	50	27	16.7	16.4	16.0
A 285 Gr. C	A 134	1	...	(8b)(57)	A	55	30	18.3	18.3	17.7
...	A 524	1	Gr. II	(57)	-20	55	30	18.3	18.3	17.7
...	A 333	1	1	} (57)(59)	-50	55	30	18.3	18.3	17.7
...	A 334	1	1							
A 285 Gr. C	A 671	1	CA55	(59)(67)	A	} 55	30	18.3	18.3	17.7
A 285 Gr. C	A 672	1	A55	(57)(59)(67)	A					
A 516 Gr. 55	A 672	1	C55	(57)(67)	C					
A 516 Gr. 60	A 671	1	CC60	(57)(67)	C	60	32	20.0	19.5	18.9
A 515 Gr. 60	A 671	1	CB60	} (57)(67)	B	60	32	20.0	19.5	18.9
A 515 Gr. 60	A 672	1	B60							
A 516 Gr. 60	A 672	1	C60							
...	A 139	S-1	B	(8b)	A	60	35	20.0	20.0	20.0

Tabla A.11.6. Máxima tensión permisible para aceros al carbono en placas [ASME B.31.3] (Continuación)

BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION FOR METALS ¹										
Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated										
Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi		Min. Temp.		
						Tensile	Yield	to 100	200	300
Carbon Steel (Cont'd)										
Pipes and Tubes (2) (Cont'd)										
...	API 5L	S-1	X60	(51)(55)(71)(77)	A	75	60	25.0	25.0	25.0
...	API 5L	S-1	X65	(51)(55)(71)	A	77	65	25.7	25.7	25.7
...	API 5L	S-1	X70	(51)(55)(71)	A	82	70	27.3	27.3	27.3
...	API 5L	S-1	X80	(51)(55)(71)	A	90	80	30.0	30.0	30.0
...	A 381	S-1	Y60	(51)(71)	A	75	60	25.0	25.0	25.0
Pipes (Structural Grade) (2)										
A 283 Gr. A	A 134	1	...	(8a)(8c)	-20	45	24	13.7	13.0	12.4
A 570 Gr. 30	A 134	S-1	...	(8a)(8c)	-20	49	30	15.0	15.0	15.0
A 283 Gr. B	A 134	1	...	(8a)(8c)	-20	50	27	15.3	14.4	13.9
A 570 Gr. 33	A 134	S-1	...	(8a)(8c)	-20	52	33	15.9	15.9	15.9
A 570 Gr. 36	A 134	S-1	...	(8a)(8c)	-20	53	36	16.3	16.3	16.3
A 570 Gr. 40	A 134	1	...	(8a)(8c)	-20	55	40	16.9	16.9	16.9
A 36	A 134	1	...	(8a)(8c)	-20	58	36	17.6	16.8	16.8
A 283 Gr. D	A 134	1	...	(8a)(8c)	-20	60	33	18.4	17.4	16.6
A 570 Gr. 45	A 134	S-1	...	(8a)(8c)	-20	60	45	18.4	18.4	18.4
A 570 Gr. 50	A 134	1	...	(8a)(8c)	-20	65	50	19.9	19.9	19.9
Plates and Sheets										
...	A 285	1	A	(57)(59)	B	45	24	15.0	14.6	14.2
...	A 285	1	B	(57)(59)	B	50	27	16.7	16.4	16.0
...	A 516	1	55	(57)	C	55	30	18.3	18.3	17.7
...	A 285	1	C	(57)(59)	A	55	30	18.3	18.3	17.7
...	A 516	1	60	(57)	C	60	32	20.0	19.5	18.9
...	A 515	1	60	(57)	B	60	32	20.0	19.5	18.9
...	A 516	1	65	(57)	B	65	35	21.7	21.3	20.7
...	A 515	1	65	(57)	A	65	35	21.7	21.3	20.7
...	A 516	1	70	(57)	B	70	38	23.3	23.1	22.5
...	A 515	1	70	(57)	A	70	38	23.3	23.1	22.5
(≤ 2½ in. thick)	A 537	1	Cl. 1	...	D	70	50	23.3	23.3	22.9
(> 1 in. thick)	A 299	1	...	(57)	A	75	40	25.0	24.4	23.7
(≤ 1 in. thick)	A 299	1	...	(57)	A	75	42	25.0	25.0	24.8

(continued)

Tabla A.11.6. Máxima tensión permisible para aceros al carbono en tuberías [ASME B.31.3] (Continuación)

TABLE A-1 (CONT'D)															
BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION FOR METALS ¹															
Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated															
Basic Allowable Stress S, ksi (1), at Metal Temperature, °F (7)															
400	500	600	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	Grade	Spec. No.	
														Carbon Steel Pipe and Tubes (2)	
13.7	13.0	11.8	11.6	11.5	10.3	9.0	7.8	6.5	A 134	
13.7	13.0	11.8	11.6	11.5	10.3	9.0	7.8	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	A45	A 672	
13.8	A25	API 5L	
13.8	A25	API 5L	
13.5	12.8	12.1	11.8	11.5	10.6	9.2	7.9	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	...	A 179	
16.0	Gr. A	A 53	
...	A	A 139	
16.0	16.0	14.8	14.5	14.4	10.7	9.3	7.9	A 587	
16.0	16.0	14.8	14.5	14.4	10.7	9.3	7.9	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	A A A FPA A	A 53 A 106 A 135 A 369 API 5L	
15.4	14.6	13.3	13.1	13.0	11.2	9.6	8.1	6.5	A 134	
15.4	14.6	13.3	13.1	13.0	11.2	9.6	8.1	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	A 50	A 672	
17.2	16.2	14.8	14.5	14.4	12.0	10.2	8.3	6.5	A 134	
17.2	16.2	14.8	14.5	14.4	12.0	10.2	8.3	6.5	4.5	2.5	Gr. II	A 524	
17.2	16.2	14.8	14.5	14.4	12.0	10.2	8.3	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	1 1	A 333 A 334	
17.2	16.2	14.8	14.5	14.4	12.1	10.2	8.4	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	CA55 A55 C55	A 671 A 672 A 672	
18.3	17.3	15.8	15.5	15.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	CC60	A 671	
18.3	17.3	15.8	15.5	15.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	CB60 B60 C60	A 671 A 672 A 672	

Tabla A.11.6. Máxima tensión permisible para aceros al carbono en tuberías [ASME B.31.3] (Continuación)

TABLE A-1 (CONT'D)													
BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION FOR METALS ¹													
Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated													
Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi		Min. Temp.					
						Tensile	Yield	to 100	200	300	400	500	600
Stainless Steel (3) (4) Pipes and Tubes (2)													
18Cr-10Ni-Ti pipe smls > 3/8 in. thick	A 312	8	TP321	(30)(36)	-425	70	25	16.7	16.7	16.7	16.7	16.1	15.2
18Cr-10Ni-Ti pipe > 3/8 in. thick	A 376												
18Cr-8Ni tube	A 269	8	TP304L	(14)(36)	-425	70	25	16.7	16.7	16.7	15.8	14.8	14.0
18Cr-8Ni pipe	A 312	8	TP304L	...	-425								
Type 304L A 240	A 358	8	304L	(36)	-425								
16Cr-12Ni-2Mo tube	A 269	8	TP316L	(14)(36)	-425	70	25	16.7	16.7	16.7	15.5	14.4	13.5
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 312	8	TP316L	...	-425								
Type 316L A 240	A 358	8	316L	(36)	-425								
18Cr-10Ni-Ti pipe smls > 3/8 in. thick	A 312	8	TP321	(28)(30)(36)	-425	70	25	16.7	16.7	16.7	16.7	16.1	15.2
18Cr-10Ni-Ti pipe > 3/8 in. thick	A 376												
18Cr-10Ni-Ti pipe smls > 3/8 in. thick	A 312	8	TP321H	(30)(36)	-325	70	25	16.7	16.7	16.7	16.7	16.1	15.2
18Cr-10Ni-Ti pipe > 3/8 in. thick	A 376	8	TP321H	...	-325								
23Cr-13Ni	A 451	8	CPH8	(26)(28)(35)	-325	65	28	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.0
25Cr-20Ni	A 451	8	CPK20	(12)(28)(35)(39)	-325	65	28	18.7	18.7	18.7	18.7	18.7	18.0
11Cr-Ti tube	A 268	7	TP409	(35)	-20	60	30	20.0
18Cr-i tube	A 268	7	TP430Ti	(35)(49)	-20	60	40	20.0
15Cr-13Ni-2Mo-Cb	A 451	S-8	CPF10MC	(28)	-325	70	30	20.0
16Cr-8Ni-2Mo pipe	A 376	8	16-8-2H	(26)(31)(35)	-325	75	30	20.0
12Cr-Al tube	A 268	7	TP405	(35)	-20	60	30	20.0	18.4	17.7	17.4	17.2	16.8
13Cr tube	A 268	6	TP410	(35)	-20	60	30	20.0	18.4	17.7	17.4	17.2	16.8
16Cr tube	A 268	7	TP430	(35)(49)	-20	60	35	20.0	20.0	19.6	19.2	19.0	18.5
18Cr-13Ni-3Mo pipe	A 312	8	TP317L	...	-325	75	30	20.0	20.0	20.0	18.9	17.7	16.8
25Cr-20Ni pipe	A 312	8	TP310	(28)(35)(39)	-325	75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.2
Type 310S A 240	A 358	8	310S	(28)(31)(35)(36)									
25Cr-20Ni pipe	A 409	8	TP310	(28)(31)(35)(36) (39)									
18Cr-10Ni-Ti pipe smls ≤ 3/8 in. thk & wld	A 312	8	TP321	(30)	-425	75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	19.3	18.3
18Cr-10Ni-Ti pipe	A 358	8	321	(30)(36)									
18Cr-10Ni-Ti pipe ≤ 3/8 in. thick	A 376	8	TP321										
18Cr-10Ni-Ti pipe	A 409	8											
23Cr-12Ni pipe	A 312	8	TP309	(28)(35)(39)	-325	75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.2
Type 309S A 240	A 358	8	309S	(28)(31)(35)(36)									
23Cr-12Ni pipe	A 409	8	TP309	(28)(31)(35)(36) (39)									
18Cr-8Ni	A 451	8	CPF8	(26)(28)	-425	70	30	20.0	20.0	19.8	17.5	16.4	15.7

(continued)

Tabla A.11.6. Máxima tensión permisible para aceros al carbono en tuberías [ASME B.31.3] (Continuación)

TABLE A-1 (CONT'D)																		Grade	Spec. No.
BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION FOR METALS ¹																			
Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated																			
Basic Allowable Stress S, ksi (1), at Metal Temperature, °F (7)																			
650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500		
																		Stainless Steel (3) (4) Pipes and Tubes (2)	
14.9	14.6	14.3	14.1	14.0	13.8	13.6	13.5	9.6	6.9	5.0	3.6	2.6	1.7	1.1	0.8	0.5	0.3	TP321	A 312 A 376
13.7	13.5	13.3	13.0	12.8	11.9	9.9	7.8	6.3	5.1	4.0	3.2	2.6	2.1	1.7	1.1	1.0	0.9	TP304L TP304L 304L	
13.2	12.9	12.6	12.4	12.1	11.8	11.5	11.2	10.8	10.2	8.8	6.4	4.7	3.5	2.5	1.8	1.3	1.0	TP316L TP316L 316L	A 269 A 312 A 358
																		TP321	A 312
																		TP321	A 376
14.9	14.6	14.3	14.1	14.0	13.8	13.6	13.5	11.7	9.1	6.9	5.4	4.1	3.2	2.5	1.9	1.5	1.1	TP321H TP321H	A 312 A 376
17.4	17.1	16.8	16.3	12.8	12.4	11.8	10.4	8.4	6.4	5.0	3.7	2.9	2.3	1.7	1.3	0.9	0.8	CPH8	A 451
17.4	17.1	16.8	16.3	12.8	12.4	11.9	11.0	9.8	8.4	7.2	6.0	4.8	3.4	2.3	1.5	1.1	0.8	CPK20	A 451
...	TP409	A 268
...	TP430Ti	A 268
...	CPF10MC	A 451
...	16-8-2H	A 376
16.5	16.2	15.7	15.1	10.4	9.7	8.4	4.0	TP405	A 268
16.5	16.2	15.7	15.1	10.4	9.7	8.4	6.4	4.4	2.9	1.8	1.0	TP410	A 268
18.2	17.6	17.1	16.4	10.4	9.7	8.5	6.5	4.5	3.2	2.4	1.8	TP430	A 268
16.6	16.2	15.8	15.5	15.2	TP317L	A312
18.8	18.3	18.0	17.5	14.6	13.9	12.5	11.0	7.1	5.0	3.6	2.5	1.5	0.8	0.5	0.4	0.3	0.2	TP310 310S TP310	A 312 A 358 A 409
																		TP321	A 312
																		321	A 358
17.9	17.5	17.2	16.9	16.7	16.6	16.4	16.2	9.6	6.9	5.0	3.6	2.6	1.7	1.1	0.8	0.5	0.3	TP321	A 376
																		TP321	A 409
18.8	18.3	18.0	17.5	14.6	13.9	12.5	10.5	8.5	6.5	5.0	3.8	2.9	2.3	1.8	1.3	0.9	0.7	TP309 309S TP309	A 312 A 358 A 409
15.3	15.1	14.9	14.8	12.9	12.7	12.3	10.8	9.5	7.4	5.8	4.4	3.2	2.4	1.8	1.3	1.0	0.8	CPF8	A 451

Tabla A.11.6. Máxima tensión permisible para aceros al carbono en tuberías [ASME B.31.3] (Continuación)

TABLE A-1 (CONT'D)																					
BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION FOR METALS ¹																					
Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated																					
Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi		Min. Temp.													
						Tensile	Yield	to 100	200	300	400	500	600								
Stainless Steel (3) (4) (Cont'd)																					
Pipes and Tubes (2) (Cont'd)																					
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 312	8	TP347	...	-425	75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	19.9	19.3								
Type 347 A 240	A 358	8	347	(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 376	8	TP347	(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 409	8	TP347	(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 312	8	TP348	...	-325																
Type 348 A 240	A 358	8	348	(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-b pipe	A 376	8	TP348	(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 409	8	TP348	(30)(36)	-325																
23Cr-13Ni	A 451	8	CPH10 or CPH20	(12)(14)(28)(35)(39)	-325									70	30	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.2
25Cr-20Ni pipe	A 312	8	TP310	(28)(29)(35)(39)	-325									75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.2
Type 310S A 240	A 358	8	310S	(28)(29)(31)(35)(36)																	
18Cr-10Ni-Cb	A 451	8	CPF8C	(28)	-325	70	30	20.0	20.0	20.0	20.0	19.3	18.3								
18Cr-10Ni-Ti pipe	A 312	8	TP321	(28)(30)	-425	75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	19.3	18.3								
smls ≤ 3/8 in. thk; wld																					
Type 321 A 240	A 358	8	321																		
18Cr-10Ni-Ti pipe	A 376	8	TP321	(28)(30)(36)																	
≤ 3/8 in. thick	A 409	8	TP321	(28)(30)(36)																	
18Cr-10Ni-Ti pipe	A 376	8	TP321H	(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Ti pipe	A 312	8	TP321H	...	-325																
smls ≤ 3/8 in. thk; wld																					
16Cr-12Ni-Mo tube	A 269	8	TP316	(14)(26)(28)(31)(36)	-425	75	30	20.0	20.0	20.0	19.3	17.9	17.0								
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 312	8	TP316	(26)(28)	-425																
Type 316 A 240	A 358	8	316	(26)(28)(31)(36)	-425																
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 376	8	TP316	(26)(28)(31)(36)	-425																
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 409	8	TP316	(26)(28)(31)(36)	-425																
18Cr-3Ni-3Mo pipe	A 312	8	TP317	(26)(28)	-325																
18Cr-3Ni-3Mo pipe	A 409	8	TP317	(26)(28)(31)(36)	-325																
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 376	8	TP316H	(26)(31)(36)	-325																
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 312	8	TP316H	(26)	-325																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 376	8	TP347H	(30)(36)	-325																
18Cr-0Ni-Cb pipe	A 312	8	TP347	(28)	-425																
Type 347 A 240	A 358	8	347	(28)(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 376	8	TP347	(28)(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni pipe	A 409	8	TP347	(28)(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-b pipe	A 312	8	TP348	(28)	-325																
Type 348 A 240	A 358	8	348	(28)(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 376	8	TP348	(28)(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 409	8	TP348	(28)(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 312	8	TP347H	...	-325	75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	19.9	19.3								
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 312	8	TP348H																		

(continued)

Tabla A.11.6. Máxima tensión permisible para aceros al carbono en tuberías [ASME B.31.3] (Continuación)

TABLE A-1 (CONT'D)																			Grade	Spec. No.
BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION FOR METALS ¹																				
Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated																				
Basic Allowable Stress <i>S</i> , ksi (1), at Metal Temperature, °F (7)																				
650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500			
																			Stainless Steel (3) (4) (Cont'd) Pipes and Tubes (2) (Cont'd)	
19.0	18.6	18.5	18.4	18.2	18.1	18.1	18.0	12.1	9.1	6.1	4.4	3.3	2.2	1.5	1.2	0.9	0.8	TP347 347 TP347 TP348 348 TP348 TP348	A 312 A 358 A 376 A 409 A 312 A 358 A 376 A 409	
18.8	18.3	18.0	17.4	13.5	13.3	12.4	10.5	8.4	6.4	5.0	3.7	2.9	2.3	1.7	1.3	0.9	0.8	CPH10 or CPH20	A 451	
18.8	18.3	18.0	17.5	14.6	13.9	12.5	11.0	9.8	8.5	7.3	6.0	4.8	3.5	2.3	1.6	1.1	0.8	TP310 310S	A 312 A 358	
18.0	17.5	17.2	17.1	14.0	13.9	13.7	13.4	13.0	10.8	8.0	5.0	3.5	2.7	2.0	1.4	1.1	1.0	CPF8C	A 451	
17.9	17.5	17.2	16.9	16.7	16.6	16.4	16.2	11.7	9.1	6.9	5.4	4.1	3.2	2.5	1.9	1.5	1.1	TP321 321 TP321 TP321 TP321H TP321H	A 312 A 358 A 376 A 409 A 376 A 312	
16.7	16.3	16.1	15.9	15.7	15.5	15.4	15.3	14.5	12.4	9.8	7.4	5.5	4.1	3.1	2.3	1.7	1.3	TP316 316 TP316 TP316 TP317 TP317 TP316H	A 269 A 312 A 358 A 376 A 409 A 312 A 409 A 376	
16.7	16.3	16.1	15.9	15.7	15.5	15.4	15.3	14.5	12.4	9.8	7.4	5.5	4.1	3.1	2.3	1.7	1.3	TP316H	A 312	
19.0	18.6	18.5	18.4	18.2	18.1	18.1	18.0	17.1	14.2	10.5	7.9	5.9	4.4	3.2	2.5	1.8	1.3	TP347H TP347 347 TP347 TP348 348 TP348 TP348	A 376 A 312 A 358 A 376 A 409 A 312 A 358 A 376 A 409	
19.0	18.6	18.5	18.4	18.2	18.1	18.1	18.0	17.1	14.2	10.5	7.9	5.9	4.4	3.2	2.5	1.8	1.3	TP347H TP348H	A 312 A 312	

(continued)

Tabla A.11.6. Máxima tensión permisible para aceros al carbono en placas [ASME B.31.3] (Continuación)

BASIC ALLOWABLE STRESSES IN TENSION FOR METALS¹														
Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated														
Basic Allowable Stress <i>S</i> , ksi (1), at Metal Temperature, °F (7)														
400	500	600	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	Grade	Spec. No.
													Carbon Steel (Cont'd)	
													Pipes and Tubes (2) (Cont'd)	
25.0	X60	API 5L
25.7	X65	API 5L
27.3	X70	API 5L
30.0	X80	API 5L
25.0	X60	A 381
													Pipes (Structural Grade) (2)	
11.8	A 134
15.0	A 134
...	A 134
15.9	A 134
16.3	A 134
16.9	A 134
16.8	A 134
...	A 134
18.4	A 134
19.9	A 134
													Plates and Sheets	
13.7	13.0	11.8	11.6	11.5	10.2	9.0	7.7	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	A	A 285
15.4	14.6	13.3	13.1	13.0	11.1	9.6	8.0	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	B	A 285
17.2	16.2	14.8	14.5	14.4	12.0	10.2	8.3	55	A 516
17.2	16.2	14.8	14.5	14.4	12.0	10.2	8.3	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	C	A 285
18.3	17.3	15.8	15.5	15.4	12.9	10.8	8.6	60	A 516
18.3	17.3	15.8	15.5	15.4	12.9	10.8	8.6	6.5	4.5	2.5	60	A 515
20.0	18.9	17.3	17.0	16.8	13.8	11.4	8.9	65	A 516
20.0	18.9	17.3	17.0	16.8	13.8	11.4	8.9	6.5	4.5	2.5	65	A 515
21.7	20.5	18.7	18.4	18.3	14.7	12.0	9.2	70	A 516
21.7	20.5	18.7	18.4	18.3	14.7	12.0	9.2	6.5	4.5	2.5	70	A 515
22.9	22.9	22.6	22.0	21.4	Cl. 1	A 537
22.9	21.6	19.7	19.4	19.2	15.6	12.6	9.5	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	...	A 299
24.0	22.7	20.7	20.4	20.2	15.6	12.6	9.5	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0	...	A 299

Tabla A.11.7. Factor Y

VALUES OF COEFFICIENT Y FOR $t < D/6$						
Materials	Temperature, °C (°F)					
	≤ 482	510	538	566	593	≥ 621
	(900 & Lower)	(950)	(1000)	(1050)	(1100)	(1150 & Up)
Ferritic steels	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Austenitic steels	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7
Other ductile metals	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Cast iron	0.0

Tabla A.11.8. Características de los tubos de los cambiadores

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0960	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
18	0.049	0.652	0.334	0.1707	0.401		
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
17	0.058	0.884	0.613	0.2314	0.639		
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1¼	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.808		
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Tabla A.11.9. Espesores comerciales de placas [E.F. Megyesy]

Esesor (in)	Esesor (mm)	Esesor (in)	Esesor (mm)	Esesor (in)	Esesor (mm)
1/16	1,6	9/16	14,3	1 1/16	27,0
3/32	2,4	5/8	15,9	1 1/8	28,6
3/16	4,8	11/16	17,5	1 3/16	30,2
1/4	6,4	3/4	19,1	1 1/4	31,8
5/16	7,9	13/16	20,6	1 5/16	33,3
3/8	9,5	7/8	22,2	1 3/8	34,9
7/16	11,1	15/16	23,8	1 7/16	36,5
1/2	12,7	1	25,4	1 1/2	38,1

Tabla A.11.10. Espesores comerciales de placas gruesas

Espesor chapas gruesas	
in	mm
1	25,40
1 1/4	31.70
1 1/2	33.10
1 3/4	44.40
2	50.80
2 1/2	63.50
3	73.30

Figura A.11.2. Diagrama de Moody

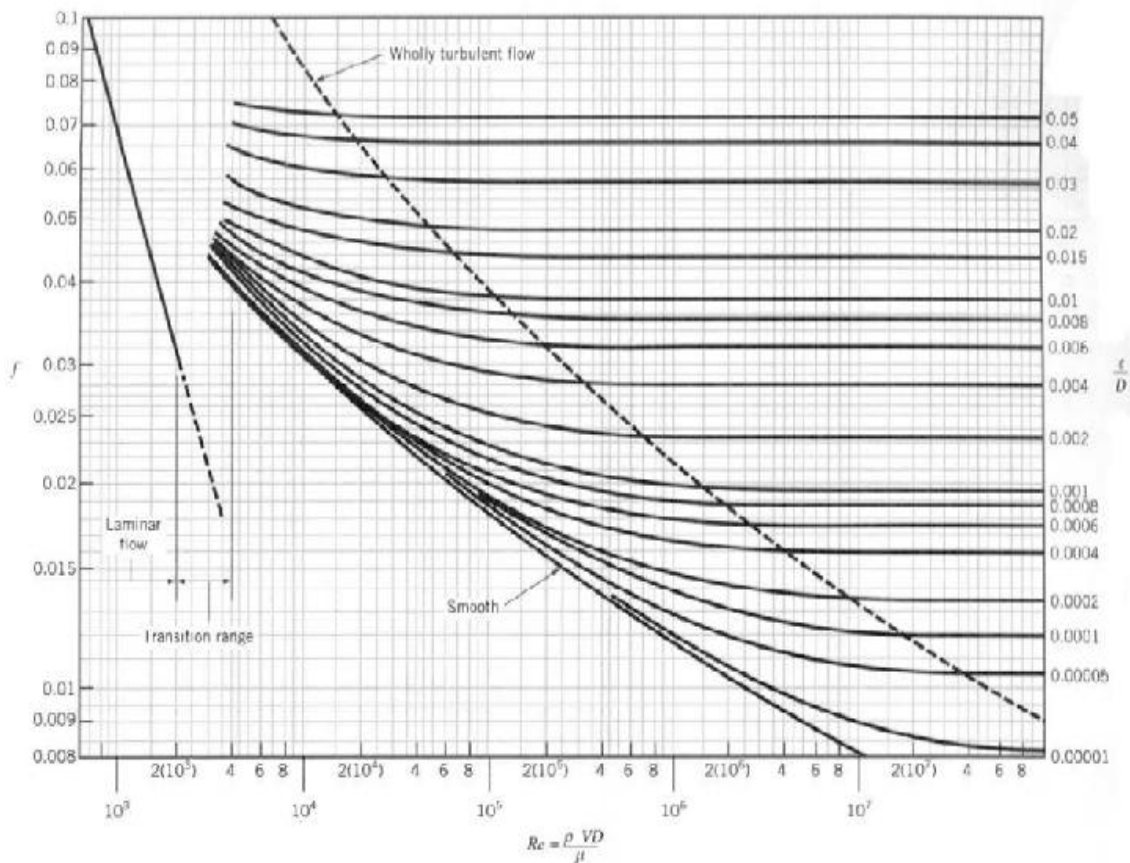


Tabla A.11.11. Espesores calorifugados de equipos [Cepsa]

TEMPERATURA DE OPERACIÓN °C	ESPESOR mm.
65 - 75	40
75 - 160	50
160 - 180	60
180 - 310	80
310 - 450	120
450 - 650	150
650 - 750	180

Tabla A.11.12. Aislamiento en mm para tuberías [Cepsa]

DIAMETRO NOMINAL.	TEMPERATURA DE OPERACION °C.					
	65-200	200-300	300-400	400-550	550-650	650-800
Menores de 2"	30	40	60	60	60	60
2"	30	40	60	70	70	80
3"	30	50	70	80	90	100
4"	40	60	70	90	100	120
6"	40	60	90	110	120	140
8"	40	70	90	110	130	140
10"	50	70	100	130	140	150
12"	50	70	100	130	150	160
14"	50	80	110	130	150	160
16"	60	80	110	140	150	180
18"	60	90	120	150	180	190
20"	60	90	120	160	180	190
24"	60	100	140	170	180	200

Tabla A.11.13. Diámetro nominal y características de tubos [API]

(1) Nominal Pipe Size	(2) Nominal Outside Diam.	(3) Design- ation	(4) Wall Thick- ness	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)			
				Inside Diam.	Weight per Foot	Wt. of Water per ft. of Pipe	Sq ft Outside Surface per ft	Sq ft Inside Surface per ft	Flow Area in. ²	Area of Metal in. ²	Moment of Inertia in. ⁴	Section Modulus in. ³	Radius of Gyration in.
				d									
					a	A	I	Z	R				
1 1/4 32	1.660 42.2	10S Std.	.108 .140	1.442 1.380	1.805 2.272	.7080 .0471	.434 .434	.3775 .3020	1.533 1.405	.5314 .0085	.1605 .1047	.1834 .2340	.5488 .5307
		X-Stg. 180	.191 .250	1.278 1.160	2.998 3.784	.5553 .4575	.434 .434	.3358 .3029	1.283 1.057	.8915 1.1070	.2418 .3411	.2913 .4110	.5237 .5083
		XX-Stg.	.382	.906	5.214	.2732	.434	.2331	.0305	1.5340	.3411	.4110	.4716
1 1/2 40	1.900 48.3	10S Std.	.109 .145	1.682 1.610	2.085 2.717	.9050 .8820	.467 .467	.4403 .4213	2.221 2.038	.913 .900	.3459 .3069	.2599 .3282	.6344 .8226
		X-Stg. 180	.200 .281	1.500 1.337	3.631 4.802	.7648 .0082	.467 .467	.3827 .3519	1.767 1.405	1.068 1.430	.3912 .4820	.4118 .5080	.6052 .5800
		XX-Stg.	.400	1.100	6.408	4.117	.467	.2903	.950	1.885	.5078	.5977	.5489
2 50	2.375 60.3	10S Std.	.109 .154	2.157 2.067	2.638 3.052	1.593 1.452	.522 .022	.5647 .5401	3.654 3.305	.775 1.075	.6003 .6057	.4213 .6000	.8034 .7871
		X-Stg. 180	.218 .343	1.030 1.080	5.022 7.450	1.270 .070	.022 .022	.5074 .4422	2.053 2.240	1.477 2.100	.8070 2.100	.7300 1.102	.7005 .7286
		XX-Stg.	.436	1.503	9.029	.709	.022	.3929	1.774	2.656	1.311	1.1040	.7027
2 1/2 65	2.875 73.0	10S Std.	.120 .203	2.635 2.460	3.53 5.70	2.360 2.072	.753 .753	.6800 .6462	5.453 4.788	1.038 1.704	.8878 1.530	.6872 1.004	.8755 .9474
		X-Stg. 180	.278 .375	2.323 2.125	7.66 10.01	1.834 1.635	.753 .753	.6085 .5564	4.238 3.547	2.254 2.846	1.824 2.353	1.339 1.638	.8241 .8938
		XX-Stg.	.552	1.771	13.60	1.067	.753	.4627	2.464	4.028	2.871	1.007	.8442
3 80	3.500 88.9	10S API	.120 .156	3.280 3.188	4.35 5.58	3.82 3.46	.918 .918	.853 .835	8.948 7.882	1.272 1.639	1.821 2.268	1.041 1.313	1.198 1.184
		API Std.	.188 .218	3.125 3.088	0.65 7.57	3.34 3.20	.918 .918	.810 .802	7.700 7.393	1.028 2.228	2.700 3.017	1.645 1.724	1.176 1.184
		API	.250	3.000	8.88	3.08	.918	.785	7.184	2.553	3.388	1.938	1.152
		X-Stg. 180	.281 .438	2.038 2.804	0.65 14.32	2.04 2.34	.918 .918	.700 .887	0.780 5.407	2.842 4.214	3.810 5.044	2.182 2.882	1.142 1.094
		XX-Stg.	.800	2.300	18.58	1.80	.918	.801	4.155	5.488	5.993	3.424	1.047
		API Std.	.220 .250	3.048 3.500	0.11 10.02	4.28 4.17	1.047 1.047	.920 .918	10.32 9.82	2.27 2.94	4.130 5.201	2.065 2.801	1.350 1.329
3 1/2 90	4.000 101.6	10S API	.120 .156	3.700 3.688	4.07 8.41	4.81 4.83	1.047 1.047	.984 .988	11.10 10.88	1.46 1.88	2.754 3.485	1.377 1.743	1.372 1.380
		API Std.	.188 .220	3.524 3.048	7.71 0.11	4.48 4.28	1.047 1.047	.920 .920	10.32 9.89	2.27 2.08	4.130 4.788	2.065 2.304	1.350 1.337
		API	.250	3.500	10.02	4.17	1.047	.918	9.82	2.94	5.201	2.801	1.329
4 100	4.500 114.3	X-Stg. 120	.291 .438	3.439 3.024	11.17 10.00	4.02 4.47	1.047 1.178	.900 .949	6.28 9.82	3.29 6.28	5.715 11.05	2.859 5.177	1.319 1.444
		XX-Stg.	.636	2.728	22.85	2.53	1.047	.716	5.84	6.72	6.848	4.024	1.210
		API Std.	.188 .219	4.124 4.062	8.58 10.02	5.80 5.82	1.178 1.178	1.082 1.083	13.39 12.86	2.52 2.94	5.88 6.77	2.600 3.887	1.525 1.518
		API Std.	.237	4.026	10.79	5.51	1.178	1.065	12.73	3.17	7.23	3.214	1.510
		API	.250	4.000	11.35	5.45	1.178	1.040	12.67	3.34	7.50	3.300	1.506
		API	.281	3.938	12.87	5.27	1.178	1.031	12.17	3.73	8.33	3.703	1.495
4 100	4.500 114.3	API	.312	3.876	14.00	5.12	1.178	1.013	11.80	4.11	9.05	4.020	1.482
		X-Stg. 120	.337 .438	3.820 3.024	14.98 10.00	4.98 4.47	1.178 1.178	1.002 .949	11.50 9.82	4.41 6.28	9.61 11.05	4.271 5.177	1.477 1.425
		XX-Stg.	.500	3.500	21.38	4.18	1.178	.918	9.82	6.28	12.77	5.678	1.425
4 100	4.500 114.3	100	.531	3.438	22.00	4.02	1.178	.900	0.28	6.02	13.27	5.000	1.416
		XX-Stg.	.674	3.102	27.54	3.38	1.178	.820	7.80	8.10	16.28	6.793	1.374

Tabla A.11.13. Diámetro nominal y características de tubos [API] (Continuación)

(1) Nominal Pipe Size	(2) Nominal Outside Diam.	Design- ation	(3) Wall Thick- ness	(3)	(4)	(5)	(6)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(3)
				Inside Diam.	Weight per Feet	Wt. of Water per ft of Pipe	Sq ft Outside Surface per ft	Sq ft Inside Surface per ft	Flow Area in. ²	Area of Metal in. ²	Moment of Inertia in. ⁴	Section Modulus in. ³	Radius of Gyration in.
	D			d					a	A	I	Z	R
5 125	5.563 141.3	10S	.134	5.295	7.77	9.54	1.456	1.386	22.02	2.29	8.42	3.028	1.920
		API	.156	5.251	9.02	9.39	1.456	1.375	21.66	2.65	9.70	3.487	1.913
		API	.188	5.187	10.80	9.16	1.456	1.358	21.13	3.17	11.49	4.129	1.902
		API	.219	5.125	12.51	8.94	1.456	1.342	20.63	3.68	13.14	4.726	1.891
		Std.	.258	5.047	14.62	8.66	1.456	1.321	20.01	4.30	15.16	5.451	1.878
		API	.281	5.001	15.86	8.52	1.456	1.309	19.64	4.66	16.31	5.862	1.870
		API	.312	4.939	17.51	8.31	1.456	1.293	19.16	5.15	17.81	6.402	1.860
		API	.344	4.875	19.19	8.09	1.456	1.276	18.67	5.64	19.28	6.932	1.849
		X-Stg.	.375	4.813	20.78	7.87	1.456	1.260	18.19	6.11	20.67	7.431	1.839
		120	.500	4.563	27.10	7.08	1.456	1.195	16.35	7.95	25.74	9.253	1.799
		160	.625	4.313	32.96	6.32	1.456	1.129	14.61	9.70	30.03	10.800	1.760
		XX-Stg.	.750	4.063	38.55	5.62	1.456	1.064	12.97	11.34	33.63	12.090	1.722
6 150	6.625 168.3	12 Ga.	.104	6.417	7.25	14.02	1.734	1.680	32.34	2.13	11.33	3.42	2.31
		10S	.134	6.357	9.29	13.70	1.734	1.660	31.75	2.73	14.38	4.34	2.29
		8 Ga.	.164	6.297	11.33	13.50	1.734	1.649	31.14	3.33	17.38	5.25	2.28
		API	.188	6.249	12.93	13.31	1.734	1.639	30.70	3.80	19.71	5.95	2.28
		6 Ga.	.194	6.237	13.34	13.25	1.734	1.633	30.55	3.92	20.29	6.12	2.27
		API	.219	6.187	15.02	13.05	1.734	1.620	30.10	4.41	22.66	6.84	2.27
		API	.250	6.125	17.02	12.80	1.734	1.606	29.50	5.01	25.55	7.71	2.26
		API	.277	6.071	18.86	12.55	1.734	1.591	28.95	5.54	28.00	8.46	2.25
		Std.	.280	6.065	18.97	12.51	1.734	1.587	28.90	5.58	28.14	8.50	2.24
		API	.312	6.001	21.05	12.26	1.734	1.571	28.28	6.19	30.91	9.33	2.23
		API	.344	5.937	23.09	12.00	1.734	1.554	27.68	6.79	33.51	10.14	2.22
		API	.375	5.875	25.10	11.75	1.734	1.540	27.10	7.37	36.20	10.90	2.21
		X-Stg.	.432	5.761	28.57	11.29	1.734	1.510	26.07	8.40	40.49	12.22	2.19
		-	.500	5.625	32.79	10.85	1.734	1.475	24.85	9.63	45.60	13.78	2.16
		120	.562	5.501	36.40	10.30	1.734	1.470	23.77	10.74	49.91	15.07	2.15
		160	.718	5.189	45.30	9.16	1.734	1.359	21.15	13.36	58.99	17.81	2.10
		XX-Stg.	.864	4.897	53.16	8.14	1.734	1.280	18.83	15.64	66.33	20.02	2.06
		8 200	8.625 219.1	12 Ga.	.104	8.417	9.47	24.1	2.26	2.204	55.6	2.78	25.3
10 Ga.	.134			8.357	12.16	23.8	2.26	2.188	54.8	3.57	32.2	7.46	3.00
10S	.148			8.329	13.40	23.6	2.26	2.180	54.5	3.94	35.4	8.22	3.00
8 Ga.	.164			8.297	14.83	23.4	2.26	2.172	54.1	4.36	39.1	9.06	2.99
API	.188			8.249	16.90	23.2	2.26	2.161	53.5	5.00	44.5	10.30	2.98
6 Ga.	.194			8.237	17.48	23.1	2.26	2.156	53.3	5.14	45.7	10.60	2.98
API	.203			8.219	18.30	23.1	2.26	2.152	53.1	5.38	47.7	11.05	2.98
API	.219			8.187	19.64	22.9	2.26	2.148	52.7	5.80	51.3	11.90	2.97
3 Ga.	.239			8.147	21.42	22.6	2.26	2.133	52.1	6.30	55.4	12.84	2.96
20	.250			8.125	22.40	22.5	2.26	2.127	51.8	6.58	57.7	13.39	2.96
30	.277			8.071	24.70	22.2	2.26	2.115	51.2	7.26	63.3	14.69	2.95
API	.312			8.001	27.72	21.8	2.26	2.095	50.3	8.15	70.6	16.37	2.94
Std.	.322			7.981	28.55	21.6	2.26	2.090	50.0	8.40	72.5	16.81	2.94
API	.344			7.937	30.40	21.4	2.26	2.078	49.5	8.94	76.8	17.81	2.93
API	.375			7.875	33.10	21.1	2.26	2.062	48.7	9.74	83.1	19.27	2.92
60	.406			7.813	35.70	20.8	2.26	2.045	47.9	10.48	88.8	20.58	2.91
API	.438			7.749	38.33	20.4	2.26	2.029	47.2	11.27	94.7	21.97	2.90
X-Stg.	.500			7.625	43.39	19.8	2.26	2.006	45.6	12.76	105.7	24.51	2.88
100	.593			7.439	50.90	18.8	2.26	1.947	43.5	14.96	121.4	28.14	2.85
-	.625			7.375	53.40	18.5	2.26	1.931	42.7	15.71	126.5	29.33	2.84
120	.718			7.189	60.70	17.6	2.26	1.882	40.6	17.84	140.6	32.61	2.81
140	.812			7.001	67.80	16.7	2.26	1.833	38.5	19.93	153.8	35.65	2.78
XX-Stg.	.875			6.875	72.42	16.1	2.26	1.800	37.1	21.30	162.0	37.56	2.76
160	.906			6.813	74.70	15.8	2.26	1.784	36.4	21.97	165.9	38.48	2.76

Tabla A.11.13. Diámetro nominal y características de tubos [API] (Continuación)

(1)	(2)	Designation	(3)	(3)	(4)	(5)	(6)	(6)	(7)	(8)	(8)	(10)	(3)
Nominal Pipe Size	Nominal Outside Diam.		Wall Thickness	Inside Diam.	Weight per Foot	Wt. of Water per ft of Pipe	Sq ft Outside Surface per ft	Sq ft Inside Surface per ft	Flow Area in. ²	Area of Metal in. ²	Moment of Inertia in. ⁴	Section Modulus in. ³	Radius of Gyration in.
	D		d					a	A	I	Z	R	
10 250	10.750 273.0	12 Ga.	.104	10.542	11.83	37.8	2.81	2.70	87.3	3.48	49.3	9.10	3.70
		10 Ga.	.134	10.482	15.21	37.4	2.81	2.74	86.3	4.47	63.0	11.71	3.75
		8 Ga.	.164	10.422	18.56	37.0	2.81	2.73	85.3	5.45	78.4	14.22	3.74
		10S	.166	10.420	18.05	36.0	2.81	2.73	85.3	5.50	70.8	14.20	3.74
		API	.188	10.374	21.12	36.7	2.81	2.72	84.5	6.20	83.5	18.10	3.74
		8 Ga.	.164	10.382	21.89	36.8	2.81	2.71	84.3	6.43	82.7	18.88	3.73
		API	.203	10.344	22.86	36.5	2.81	2.71	84.0	6.71	83.3	17.38	3.73
		API	.219	10.310	24.60	36.2	2.81	2.70	83.4	7.24	100.5	18.70	3.72
		3 Ga.	.239	10.272	28.05	35.0	2.81	2.69	82.0	7.89	109.2	20.32	3.72
		20	.250	10.250	28.03	35.0	2.81	2.68	82.0	8.20	113.6	21.12	3.71
		API	.279	10.182	31.20	35.3	2.81	2.66	81.8	9.18	125.9	23.42	3.70
		30	.307	10.138	34.24	35.0	2.81	2.65	80.7	10.07	137.4	25.57	3.69
		API	.344	10.002	38.20	34.0	2.81	2.63	79.5	11.20	152.3	28.33	3.68
		Std.	.365	10.020	40.48	34.1	2.81	2.62	78.9	11.01	150.7	29.00	3.67
		API	.438	9.874	48.28	33.2	2.81	2.58	78.8	14.19	188.8	35.13	3.65
		X-Stg.	.500	9.780	54.74	32.3	2.81	2.56	74.7	16.10	212.0	39.43	3.63
		80	.263	9.564	64.40	31.1	2.81	2.50	71.8	18.81	244.9	45.56	3.60
		100	.718	9.314	77.00	29.5	2.81	2.44	68.1	22.62	286.2	53.26	3.56
		--	.750	9.250	80.10	29.1	2.81	2.42	67.2	23.58	298.2	55.10	3.54
		120	.943	9.084	89.20	27.9	2.81	2.37	64.5	26.23	324.3	60.34	3.51
140	1.000	8.750	104.20	26.1	2.81	2.29	60.1	30.63	367.8	68.43	3.48		
160	1.125	8.500	119.00	24.5	2.81	2.22	55.7	34.01	399.4	74.31	3.43		
12 300	12.750 323.8	12 Ga.	.104	12.542	14.1	53.0	3.34	3.28	123.5	4.13	82.0	12.9	4.47
		10 Ga.	.134	12.482	18.1	53.0	3.34	3.27	122.4	5.31	105.7	18.8	4.48
		8 Ga.	.164	12.422	22.1	52.5	3.34	3.25	121.2	6.48	128.4	29.1	4.45
		10S	.180	12.380	24.2	52.2	3.34	3.24	120.5	7.11	140.4	22.0	4.44
		8 Ga.	.164	12.362	26.0	52.0	3.34	3.23	120.0	7.66	150.9	23.7	4.44
		API	.203	12.344	27.2	52.0	3.34	3.23	119.9	7.90	157.2	24.7	4.43
		API	.219	12.312	29.3	51.7	3.34	3.22	119.1	8.62	167.8	28.3	4.43
		3 Ga.	.239	12.272	32.0	51.3	3.34	3.21	118.3	9.39	183.8	28.8	4.42
		20	.260	12.250	33.4	51.3	3.34	3.12	118.0	9.84	192.3	30.2	4.42
		API	.281	12.188	37.4	50.0	3.34	3.10	116.7	11.01	214.1	33.0	4.41
		API	.312	12.128	41.5	50.1	3.34	3.17	115.5	12.19	238.0	37.0	4.40
		30	.330	12.090	43.8	49.7	3.34	3.18	114.8	12.88	248.5	39.0	4.39
		API	.344	12.062	45.5	49.7	3.34	3.16	114.5	13.46	259.0	40.7	4.38
		Std.	.375	12.000	49.6	48.0	3.34	3.14	113.1	14.88	270.3	43.8	4.37
		40	.406	11.938	53.6	48.5	3.34	3.13	111.9	15.74	300.3	47.1	4.37
		API	.438	11.874	57.5	48.2	3.34	3.11	111.0	16.05	321.0	50.4	4.35
		X-Stg.	.500	11.750	65.4	46.9	3.34	3.08	108.4	19.24	361.5	58.7	4.33
		80	.582	11.626	73.2	46.0	3.34	3.04	108.2	21.52	400.5	62.8	4.31
		--	.625	11.600	80.9	44.8	3.34	3.01	103.8	23.81	438.7	68.8	4.28
		80	.687	11.376	88.6	44.0	3.34	2.98	101.6	26.03	475.2	74.6	4.27
--	.750	11.250	99.2	43.1	3.34	2.94	99.4	28.27	510.7	80.1	4.25		
100	.843	11.064	108.0	41.8	3.34	2.90	98.1	31.53	561.8	88.1	4.22		
--	.875	11.000	110.9	41.1	3.34	2.88	96.0	32.64	578.6	90.7	4.21		
120	1.000	10.750	125.5	39.3	3.34	2.81	90.8	38.61	641.7	100.7	4.17		
140	1.125	10.500	140.0	37.5	3.34	2.75	86.0	41.08	700.7	109.9	4.13		
--	1.250	10.250	153.0	36.8	3.34	2.68	82.5	45.10	755.6	118.5	4.10		
180	1.312	10.126	181.0	34.9	3.34	2.65	80.5	47.14	781.3	122.8	4.07		
--	1.375	10.000	187.2	34.0	3.34	2.62	78.5	49.14	807.2	126.6	4.06		
--	1.500	9.750	180.4	32.4	3.34	2.56	74.7	53.01	853.8	133.8	4.01		

Tabla A.11.13. Diámetro nominal y características de tubos [API] (Continuación)

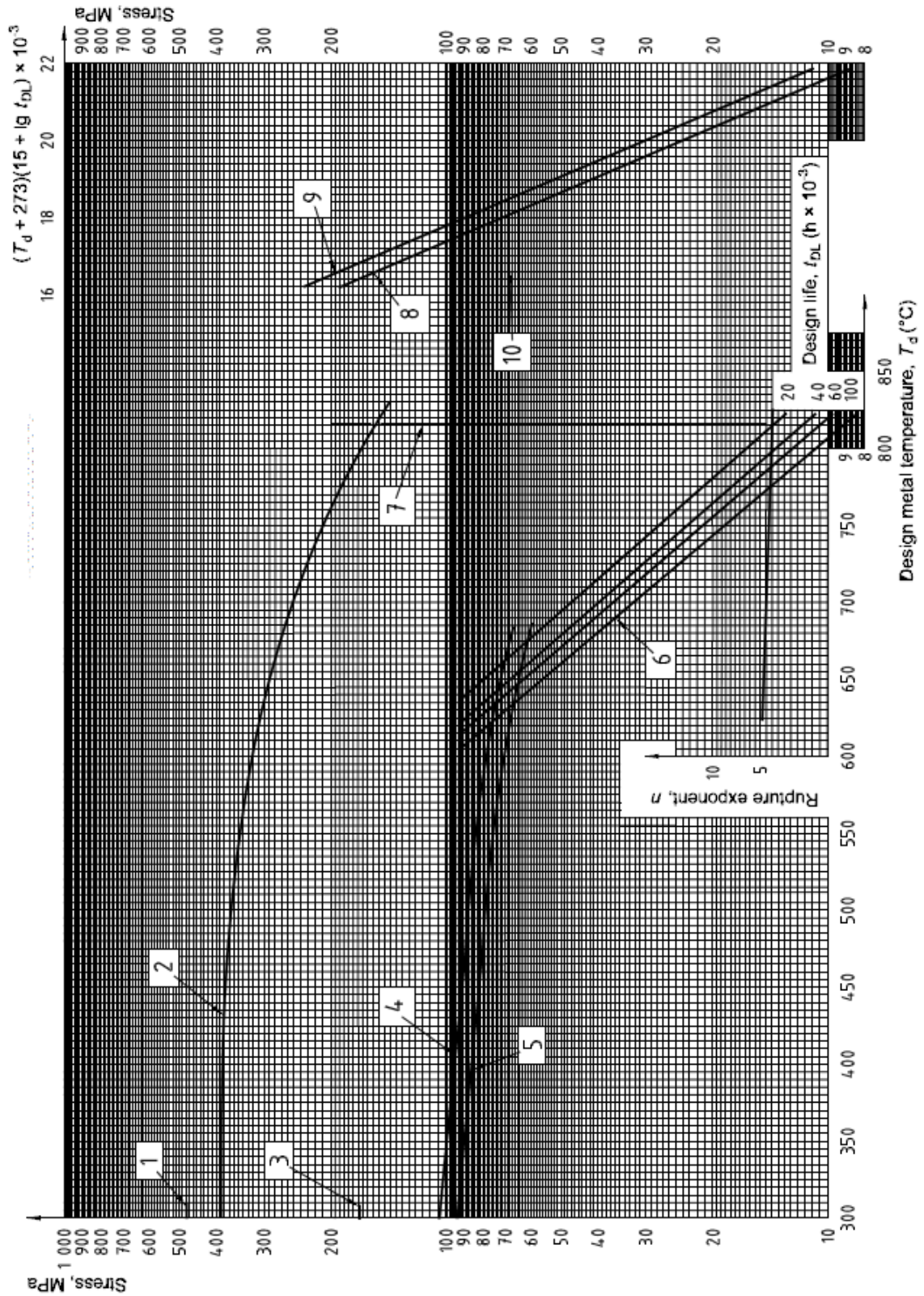
(1) Nominal Pipe Size	(2) Nominal Outside Diam. D	Designation	(3) Wall Thick- ness	(3)	(4)	(5)	(5)	(5)	(7)	(8)	(8)	(10)	(3)
				Inside Diam. d	Weight per Feet	Wt. of Water per ft of Pipe	Sq ft Outside Surface per ft	Sq ft Inside Surface per ft	Flow Area in ² a	Area of Metal in ² A	Moment of Inertia in ⁴ I	Section Modulus in ³ Z	Radius of Gyration in. R
14 350	14.000 355.8	10 Ga.	.134	13.732	20	84.2	3.87	3.59	148.1	5.84	140.4	20.1	4.90
		8 Ga.	.164	13.672	24	63.8	3.87	3.58	146.8	7.13	170.7	24.4	4.89
		6 Ga.	.194	13.612	29	63.1	3.87	3.58	145.5	8.41	200.6	29.7	4.89
		API	.210	13.680	31	62.8	3.07	3.55	144.8	9.10	216.2	30.0	4.87
		API	.219	13.582	32	62.6	3.87	3.55	144.5	9.48	225.1	32.2	4.87
		3 Ga.	.239	13.522	35	62.3	3.87	3.54	143.8	10.33	244.9	35.0	4.87
		10	.250	13.600	37	62.1	3.87	3.54	143.0	10.82	256.0	36.6	4.86
		API	.281	13.438	41	61.5	3.07	3.52	141.8	12.11	285.2	40.7	4.86
		20	.312	13.375	40	60.8	3.07	3.50	140.5	13.44	314.0	45.0	4.84
		API	.344	13.312	50	60.3	3.87	3.48	139.2	14.78	344.3	49.2	4.83
		Std.	.375	13.250	55	59.7	3.87	3.47	137.9	16.08	372.8	53.2	4.82
		40	.438	13.124	63	58.5	3.87	3.44	136.3	18.66	428.6	61.4	4.80
		X-Stg.	.500	13.000	72	57.4	3.87	3.40	132.7	21.21	483.8	69.1	4.78
		60	.593	12.814	85	55.9	3.87	3.35	129.0	24.98	552.4	80.3	4.74
		--	.625	12.750	89	55.3	3.87	3.34	127.7	26.26	588.5	84.1	4.73
		80	.750	12.500	107	51.2	3.87	3.27	122.7	31.22	687.5	98.2	4.69
		--	.875	12.250	123	51.1	3.87	2.21	117.9	36.08	790.1	111.4	4.65
		100	.937	12.125	131	50.0	3.87	3.17	115.5	38.47	820.5	117.2	4.63
		--	1.000	12.000	139	49.0	3.07	3.14	113.1	40.84	868.0	124.0	4.61
		120	1.003	11.814	151	47.5	3.07	3.09	109.0	44.32	928.8	132.8	4.58
--	1.125	11.750	155	47.0	3.87	3.08	108.4	45.50	950.3	135.8	4.57		
140	1.250	11.500	171	45.0	3.87	3.01	103.9	50.07	1027.5	148.8	4.53		
--	1.375	11.250	185	43.1	3.07	2.94	99.4	54.54	1099.5	157.1	4.49		
160	1.405	11.188	190	42.6	3.87	2.93	98.3	55.63	1118.0	159.6	4.48		
--	1.500	11.000	200	41.2	3.07	2.88	95.0	58.90	1169.5	166.6	4.45		
16 400	16.000 406.4	10 Ga.	.134	15.732	23	84.3	4.19	4.12	184.4	6.88	210	26.3	5.61
		8 Ga.	.164	15.672	28	83.6	4.19	4.10	182.9	8.16	256	32.0	5.60
		--	.188	15.624	32	83.3	4.19	4.09	182.0	9.39	294	36.7	5.59
		6 Ga.	.194	15.612	33	83.0	4.19	4.09	181.4	9.63	301	37.6	5.59
		API	.219	15.582	37	82.5	4.19	4.07	180.2	10.88	338	42.3	5.58
		3 Ga.	.239	15.522	40	82.0	4.19	4.06	189.2	11.63	368	45.9	5.57
		10	.250	15.600	42	82.1	4.19	4.06	189.0	12.40	385	48.1	5.57
		API	.281	15.438	47	81.2	4.19	4.04	187.0	13.00	430	53.8	5.56
		20	.312	15.375	52	80.1	4.19	4.03	185.8	15.40	474	59.2	5.55
		API	.344	15.312	57	80.0	4.19	4.01	184.1	16.94	519	64.9	5.54
		Std.	.375	15.250	63	79.1	4.19	4.00	182.6	18.41	562	70.3	5.53
		API	.438	15.124	73	78.2	4.19	3.95	180.0	21.42	620	81.2	5.51
		X-Stg.	.500	15.000	83	78.5	4.19	3.93	178.7	24.95	732	91.5	5.48
		--	.625	14.750	103	74.1	4.19	3.88	170.9	30.19	853	111.7	5.44
		60	.656	14.688	109	73.4	4.19	3.85	169.4	31.82	893	116.8	5.43
		--	.750	14.500	122	71.5	4.19	3.80	165.1	35.03	1047	130.9	5.40
		80	.843	14.314	137	69.7	4.19	3.75	160.9	40.14	1157	144.5	5.37
		--	.875	14.250	141	69.1	4.19	3.73	159.5	41.58	1192	149.0	5.35
		--	1.000	14.000	160	66.7	4.19	3.66	153.9	47.12	1331	168.4	5.31
		100	1.031	13.938	165	66.0	4.19	3.65	152.6	48.49	1366	170.7	5.30
--	1.125	13.750	179	64.4	4.19	3.60	148.5	52.57	1463	182.9	5.27		
120	1.218	13.584	193	62.6	4.19	3.55	144.5	58.58	1558	194.5	5.24		
--	1.250	13.500	197	62.1	4.19	3.53	143.1	57.92	1588	198.3	5.23		
--	1.375	13.250	215	58.8	4.19	3.47	137.9	63.17	1704	213.0	5.19		
140	1.438	13.124	224	58.0	4.19	3.44	135.3	65.79	1761	220.1	5.17		
--	1.500	13.000	232	57.4	4.19	3.40	132.7	68.33	1816	227.0	5.15		
160	1.593	12.814	245	55.9	4.19	3.35	129.0	72.10	1893	238.8	5.12		

Tabla A.11.13. Diámetro nominal y características de tubos [API] (Continuación)

(1) Nominal Pipe Size	(2) Nominal Outside Diam. D	Design- ation	(3) Wall Thick- ness	(3) Inside Diam. d	(4) Weight per Foot	(5) Wt. of Water per ft of Pipe	(6) S q ft Outside Surface per ft	(6) S q ft Inside Surface per ft	(7) Flow Area in. ² a	(8) Area of Metal in. ² A	(9) Moment of Inertia in. ⁴ I	(10) Section Modulus in. ³ Z	(11) Radius of Gyration in. R
8 Ga.	.164	17.672	31	106.3	4.71	4.53	245.3	9.10	355	40.8	6.31		
6 Ga.	.194	17.612	37	105.6	4.71	4.41	243.6	10.85	430	47.8	6.29		
3 Ga.	.239	17.522	45	104.5	4.71	4.59	241.1	13.34	528	58.4	6.28		
10	.260	17.500	47	104.6	4.71	4.58	241.0	13.95	550	61.1	6.28		
API	.281	17.438	49	104.0	4.71	4.56	240.0	14.49	570	63.4	6.27		
20	.312	17.375	59	102.5	4.71	4.55	237.1	17.38	679	75.5	6.25		
API	.344	17.312	65	102.0	4.71	4.53	235.4	19.08	744	82.8	6.24		
Std.	.375	17.250	71	101.2	4.71	4.51	233.7	20.75	807	90.5	6.23		
API	.406	17.188	76	100.6	4.71	4.50	232.0	22.44	859	96.0	6.22		
30	.438	17.124	82	99.5	4.71	4.48	229.5	24.95	963	107.0	6.21		
X-5tg.	.500	17.000	93	98.2	4.71	4.45	227.0	27.49	1053	117.0	6.19		
40	.562	16.875	105	97.2	4.71	4.42	224.0	30.85	1177	130.9	6.17		
--	.625	16.750	116	95.8	4.71	4.39	220.5	34.15	1260	143.2	6.14		
60	.760	16.500	138	92.5	4.71	4.32	213.8	40.64	1515	168.3	6.10		
--	.875	16.250	160	89.9	4.71	4.25	207.4	47.07	1739	192.3	6.08		
80	.937	16.125	171	88.5	4.71	4.22	204.2	50.23	1834	203.8	6.04		
--	1.000	16.000	182	87.2	4.71	4.19	201.1	53.41	1935	215.0	6.02		
--	1.125	15.750	203	84.5	4.71	4.12	194.8	59.64	2133	237.0	5.98		
100	1.156	15.688	206	83.7	4.71	4.11	193.3	61.16	2162	242.3	5.97		
--	1.260	15.500	224	81.8	4.71	4.06	188.7	65.78	2319	267.7	5.94		
120	1.375	15.250	244	79.2	4.71	3.99	182.7	71.82	2498	277.5	6.00		
--	1.500	15.000	285	76.6	4.71	3.89	176.7	77.75	2688	298.5	5.98		
140	1.582	14.878	275	75.3	4.71	3.88	173.8	80.66	2750	305.5	5.94		
160	1.781	14.438	306	71.0	4.71	3.78	163.7	90.75	3020	336.5	6.17		
20 500	20.000 508	10 Ga.	.134	19.732	26	132.8	5.24	5.17	305.8	8.38	413	41.3	7.02
		8 Ga.	.164	19.672	35	131.8	5.24	5.15	303.9	10.22	503	50.3	7.01
		6 Ga.	.194	19.612	41	131.0	5.24	5.13	302.1	12.07	582	58.2	7.00
		3 Ga.	.239	19.522	50	129.8	5.24	5.11	300.3	14.84	725	72.5	6.99
		10	.250	19.500	53	130.0	5.24	5.11	299.0	15.52	759	75.9	6.98
		API	.261	19.438	56	128.6	5.24	5.08	296.8	17.41	848	84.8	6.97
		API	.312	19.374	66	128.1	5.24	5.08	295.0	19.30	937	93.7	6.95
		API	.344	19.312	72	127.0	5.24	5.06	292.9	21.24	1026	102.6	6.95
		API	.375	19.250	79	126.0	5.24	5.04	291.1	23.12	1113	111.3	6.94
		API	.406	19.188	85	125.4	5.24	5.02	289.2	24.99	1200	120.0	6.93
		API	.438	19.124	92	125.1	5.24	5.01	288.0	26.95	1290	129.0	6.92
		X-5tg.	.500	19.000	105	123.8	5.24	4.97	283.5	30.03	1457	145.7	6.90
		40	.563	18.814	123	120.4	5.24	4.93	278.0	36.15	1704	170.4	6.88
		--	.625	18.750	129	119.5	5.24	4.91	276.1	38.04	1767	176.7	6.85
		60	.812	18.376	167	114.9	5.24	4.81	265.2	48.65	2257	225.7	6.78
		--	.875	18.250	170	113.2	5.24	4.78	261.6	52.07	2409	240.9	6.77
		80	1.000	18.000	203	110.3	5.24	4.71	254.5	59.89	2702	270.2	6.73
		--	1.031	17.938	209	109.4	5.24	4.69	252.7	61.44	2771	277.1	6.72
		--	1.125	17.750	227	107.3	5.24	4.65	247.4	66.71	2981	298.1	6.68
		100	1.260	17.500	250	104.3	5.24	4.58	240.5	73.03	3249	324.9	6.64
--	1.281	17.438	256	103.4	5.24	4.58	238.8	75.34	3317	331.7	6.63		
--	1.375	17.250	274	101.3	5.24	4.52	233.7	80.45	3508	350.8	6.60		
120	1.500	17.000	297	98.3	5.24	4.45	227.0	87.18	3755	375.5	6.56		
140	1.760	16.500	342	92.6	5.24	4.32	213.8	100.33	4217	421.7	6.48		
160	1.988	16.064	379	87.9	5.24	4.21	202.7	111.49	4588	458.8	6.41		

Tabla A.11.13. Diámetro nominal y características de tubos [API] (Continuación)

(1) Nominal Pipe Size	(2) Nominal Outside Diam.	Designation	(3) Wall Thick- ness	(5)	(4)	(5)	(6)	(8)	(7)	(8)	(9)	(10)	(9)
				Inside Diam.	Weight per Feet	Wt. of Water per ft. of Pipe	Sq ft Outside Surface per ft	Sq ft Inside Surface per ft	Flow Area in. ²	Area of Metal in. ²	Moment of Inertia in. ⁴	Section Modulus in. ³	Radius of Gyration in.
	D			d					a	A	I	Z	R
22 550	22.000 550	8 Ga.	.104	21.072	38	159.9	5.70	5.07	308.9	11.25	671	61.0	7.72
		8 Ga.	.194	21.612	46	169.0	5.78	5.88	368.8	13.29	790	71.8	7.71
		3 Ga.	.239	21.622	58	157.7	5.78	6.63	383.8	18.34	987	97.9	7.69
		API	.260	21.600	58	157.4	5.70	6.03	303.1	17.18	1010	91.8	7.00
		API	.281	21.438	85	158.5	5.78	5.81	381.0	19.17	1131	102.8	7.68
		API	.312	21.378	72	155.8	5.78	5.60	358.9	21.28	1250	113.8	7.67
		API	.344	21.312	80	154.7	5.70	6.08	350.7	23.40	1373	124.8	7.66
		API	.375	21.250	87	153.7	5.70	6.06	354.7	25.48	1400	135.4	7.65
		API	.408	21.188	94	152.9	5.78	5.55	352.8	27.54	1607	148.1	7.64
		API	.438	21.124	101	151.9	5.78	5.53	350.5	29.87	1725	158.8	7.62
		API	.500	21.000	115	150.2	5.78	5.50	348.4	33.77	1953	177.5	7.61
		--	.625	20.750	143	146.6	5.76	6.43	338.2	41.87	2400	218.2	7.66
		--	.750	20.500	170	143.1	5.70	5.37	330.1	50.07	2829	257.2	7.52
		--	.875	20.250	198	139.6	5.70	5.30	322.1	58.07	3245	295.0	7.47
		--	1.000	20.000	224	136.2	5.70	5.24	314.2	65.97	3945	331.4	7.43
		--	1.125	19.750	251	132.8	5.76	6.17	306.4	73.78	4929	366.3	7.39
		--	1.250	19.500	277	129.5	5.70	6.10	298.6	81.48	4400	400.0	7.35
		--	1.375	19.250	303	126.2	5.70	6.04	291.0	89.00	4758	432.6	7.31
		--	1.500	19.000	329	122.9	5.78	4.97	283.5	96.80	5103	463.9	7.27
		24 600	24.000 610	8 Ga.	.164	23.672	42	180.8	6.28	6.20	440.1	12.28	872
8 Ga.	.194			23.612	40	180.8	6.28	6.18	437.0	14.01	1028	85.7	8.42
3 Ga.	.239			23.622	61	188.4	6.28	6.16	434.5	17.84	1200	105.0	8.40
10	.260			23.600	63	189.0	6.28	6.16	435.0	18.87	1320	110.0	8.40
API	.281			23.438	71	187.0	6.28	6.14	431.5	20.94	1472	122.7	8.38
API	.312			23.378	70	180.0	6.28	6.12	430.0	23.20	1630	136.0	8.38
API	.344			23.312	87	185.0	6.28	6.10	428.8	25.57	1789	149.1	8.38
Std.	.375			23.250	95	183.8	6.28	6.08	424.8	27.83	1942	161.9	8.35
API	.408			23.188	102	183.1	6.28	6.07	422.3	30.09	2085	174.8	8.34
API	.438			23.124	110	182.1	6.28	6.06	420.0	32.42	2202	187.7	8.33
X-Stg	.500			23.000	125	181.0	6.28	6.02	418.0	38.90	2550	213.0	8.31
30	.562			22.878	141	178.5	6.28	5.99	411.0	41.40	2840	237.0	8.28
--	.625			22.750	166	175.0	6.28	6.06	406.6	46.00	3137	261.4	8.27
40	.687			22.620	171	174.2	6.28	6.02	402.1	50.30	3422	286.2	8.25
--	.750			22.500	188	172.1	6.28	5.99	397.8	54.78	3705	308.8	8.22
--	.875			22.250	216	168.8	6.28	5.82	388.8	63.57	4257	354.7	8.18
60	.968			22.064	239	165.8	6.28	6.78	382.3	70.04	4952	387.7	8.15
--	1.000			22.000	246	164.8	6.28	6.76	380.1	72.25	4788	309.0	8.14
--	1.125			21.750	275	161.1	6.28	5.99	371.5	80.85	5302	441.8	8.10
80	1.218			21.564	287	158.2	6.28	6.66	365.2	87.17	5673	472.8	8.07
--	1.250	21.500	304	157.4	6.28	6.63	363.1	89.34	5797	493.0	8.05		
--	1.375	21.250	332	153.8	6.28	5.58	354.7	97.73	6275	522.9	8.01		
--	1.500	21.000	361	150.2	6.28	5.50	348.4	108.03	6740	561.7	7.97		
100	1.631	20.838	387	149.3	6.28	6.48	344.3	108.07	6947	570.6	7.95		
120	1.812	20.376	420	141.4	6.28	6.33	326.1	126.30	7823	651.9	7.87		
140	2.002	19.870	484	134.4	6.28	5.20	310.3	142.10	8627	718.9	7.79		
160	2.343	19.314	542	127.0	6.28	5.08	293.1	159.40	9457	788.1	7.70		
26 650	26.000 660	8 Ga.	.164	25.672	46	224.4	6.81	6.72	617.6	13.31	1111	85.4	8.13
		8 Ga.	.194	25.612	54	223.4	6.81	6.70	615.2	15.73	1310	100.7	8.12
		3 Ga.	.239	25.622	60	221.8	6.81	6.68	611.0	19.34	1505	123.4	8.11
		API	.260	25.600	67	221.4	6.81	6.68	610.7	19.85	1646	126.6	8.10
API	.281	25.438	77	220.3	6.81	6.88	598.2	22.70	1877	144.4	8.09		
API	.312	25.378	84	219.2	6.81	6.84	595.8	25.18	2076	159.7	8.08		



[6] Tensión de rotura a la temperatura de diseño

Fig. A.11.3. Tensiones sometidas al acero inoxidable 316L a la temperatura de diseño

[API 530]

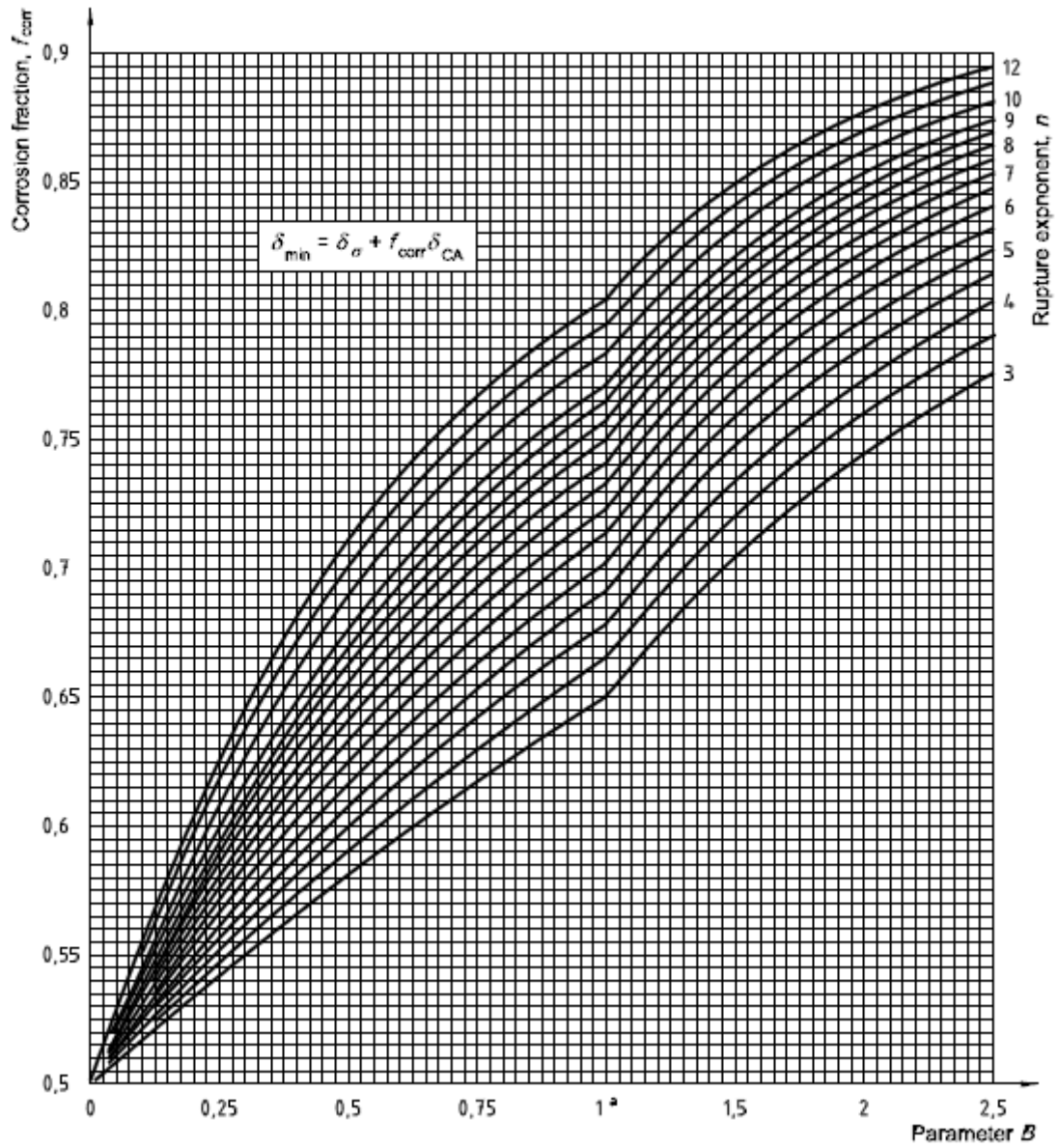


Fig A.11.4. Factor corrosión para tubos de hornos de procesos [API 530]

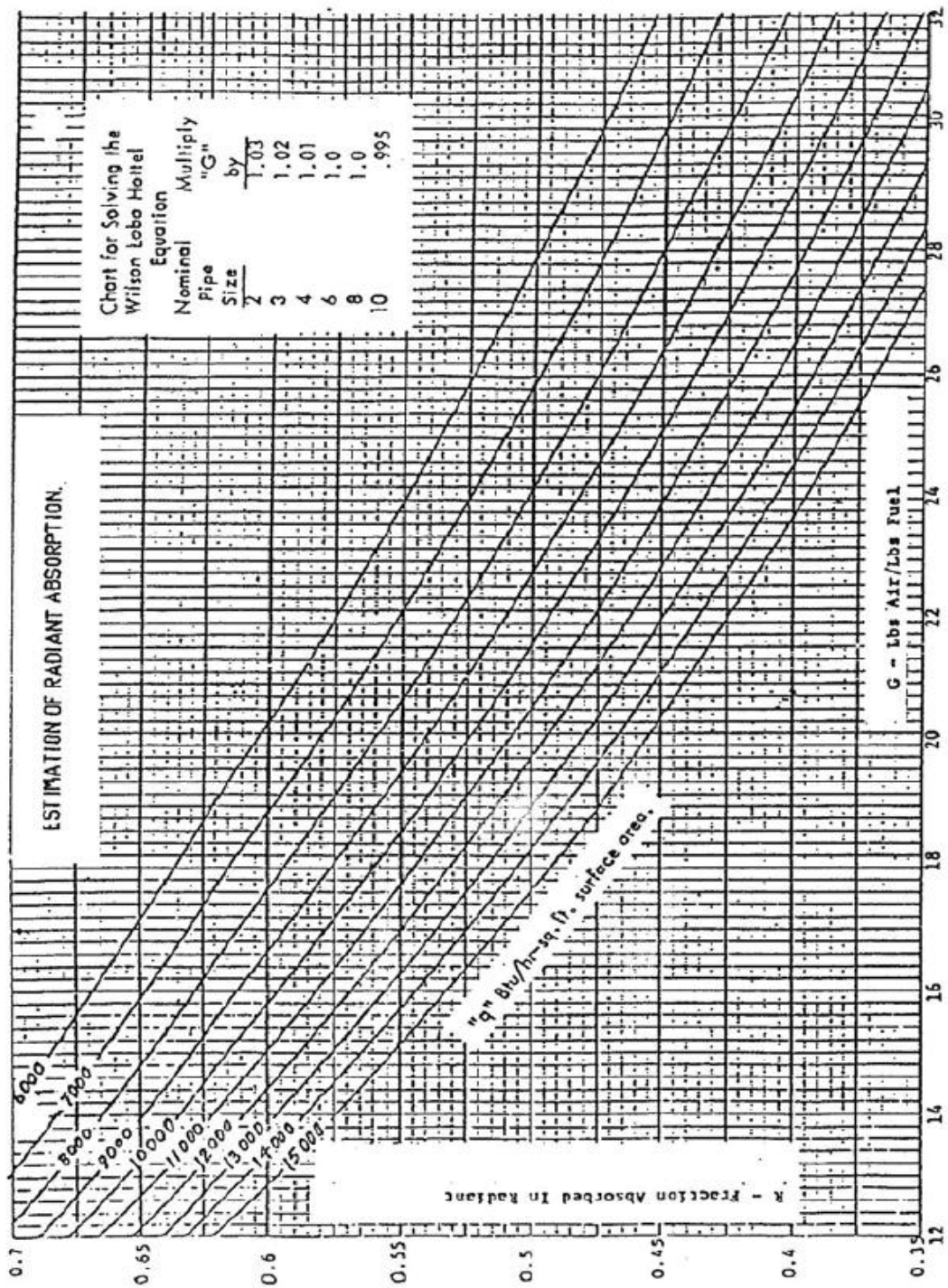


Fig A.11.5. Fracción de absorción de calor en la zona de radiación [DEI. Universidad de Salamanca]

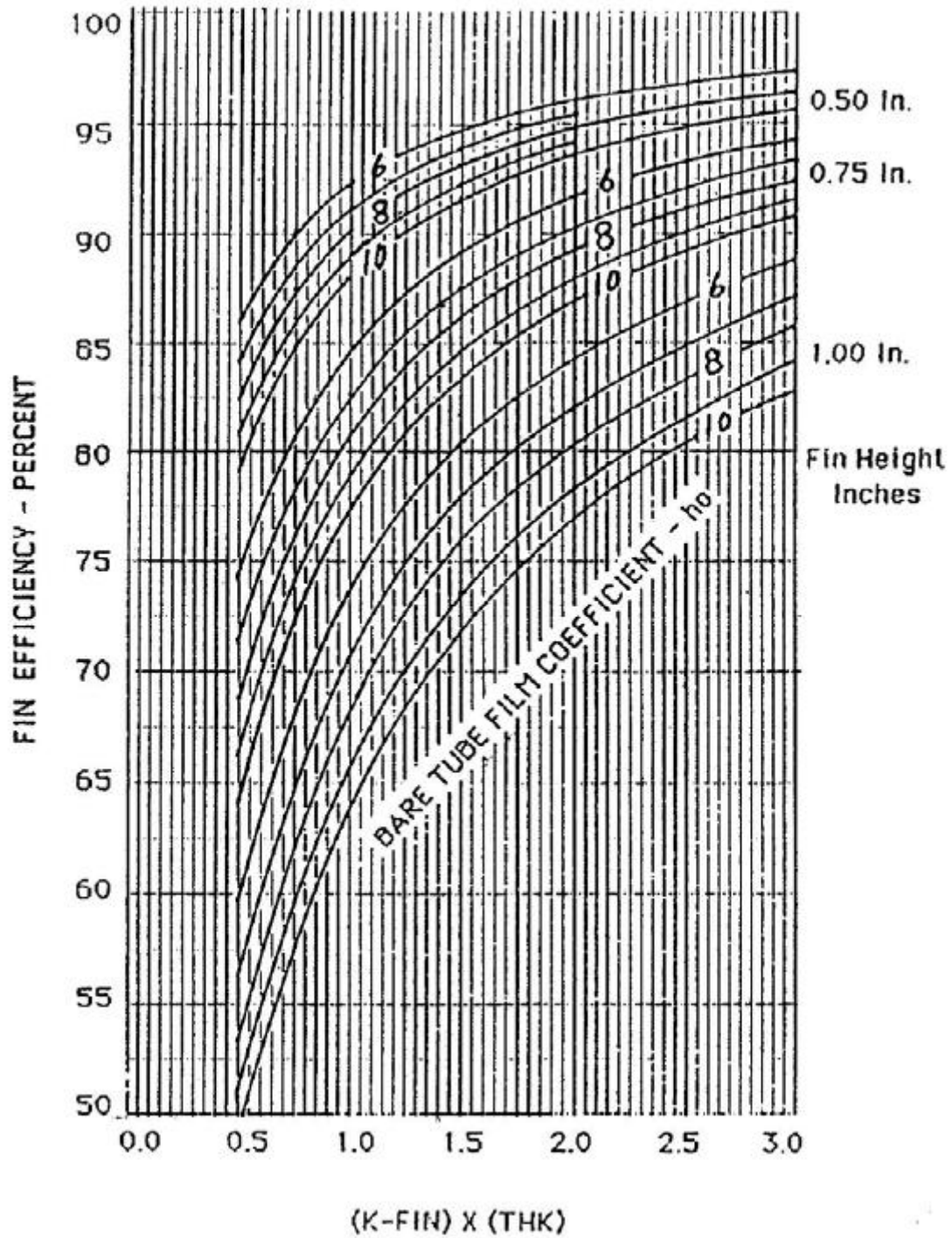


Fig. A.11.6. Eficiencia aleta como función de la conductividad y el espesor [DEI. Universidad de Salamanca]

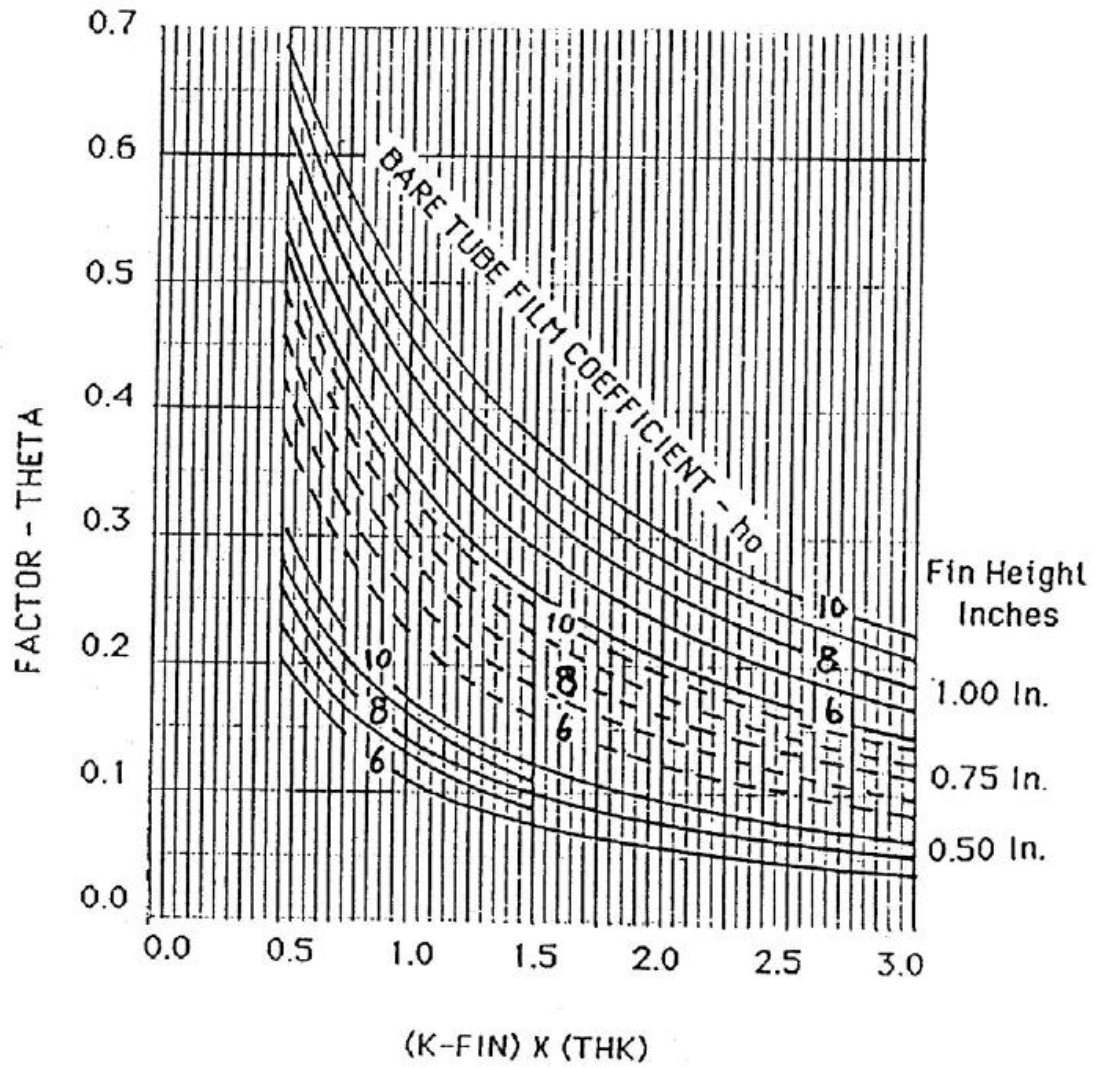


Fig. A.11.7. Factor Teta para el horno de procesos [DEI. Universidad de Salamanca]

Tabla A.11.14. Dimensiones normalizadas de tanques

API Standard Tank Sizes							
Barrels	Gallons	Dia. x Ht	Weight (lbs)	Barrels	Gallons	Dia. x Ht	Weight (lbs)
500	21,000	15'-0" x 16'-0"	11,200	16,800	700,000	50'-0" x 48'-0"	135,500
1,000	41,000	21'-0" x 16'-0"	18,800	18,100	760,000	57'-0" x 40'-0"	147,000
1,150	48,000	18'-6" x 24'-0"	19,600	20,100	840,000	60'-0" x 40'-0"	156,500
1,200	50,000	23'-0" x 16'-0"	21,500	24,100	1,010,000	60'-0" x 48'-0"	184,000
1,500	63,000	26'-0" x 16'-0"	25,000	24,375	1,023,000	66'-0" x 40'-0"	186,500
1,750	75,000	23'-0" x 24'-0"	26,000	25,100	1,050,000	67'-0" x 40'-0"	191,000
2,000	88,000	25'-0" x 24'-0"	29,000	27,400	1,150,000	70'-0" x 40'-0"	205,600
2,500	102,000	27'-0" x 24'-0"	32,100	29,800	1,250,000	73'-0" x 40'-0"	221,000
3,000	126,000	30'-0" x 24'-0"	37,200	30,100	1,260,000	67'-0" x 48'-0"	225,100
3,650	153,000	33'-0" x 24'-0"	42,400	32,900	1,380,000	70'-0" x 48'-0"	244,000
4,000	170,000	30'-0" x 32'-0"	43,500	35,700	1,500,000	73'-0" x 48'-0"	264,200
4,850	204,000	33'-0" x 32'-0"	49,500	35,800	1,500,000	80'-0" x 40'-0"	264,000
5,000	210,000	33'-6" x 32'-0"	50,500	40,420	1,700,000	85'-0" x 40'-0"	293,000
5,000	210,000	30'-0" x 40'-0"	50,000	42,910	1,800,000	80'-0" x 48'-0"	315,900
5,500	230,000	35'-0" x 32'-0"	53,300	45,300	1,900,000	90'-0" x 40'-0"	326,000
6,100	257,000	37'-0" x 32'-0"	57,800	48,300	2,030,000	93'-0" x 40'-0"	347,000
7,150	300,000	40'-0" x 32'-0"	65,000	49,600	2,080,000	86'-0" x 48'-0"	359,000
8,650	364,000	44'-0" x 32'-0"	75,000	54,400	2,280,000	90'-0" x 48'-0"	390,000
8,950	375,000	40'-0" x 40'-0"	74,000	55,900	2,350,000	100'-0" x 40'-0"	394,000
9,650	407,000	46'-6" x 32'-0"	85,900	67,100	2,820,000	100'-0" x 48'-0"	472,000
10,100	424,000	42'-6" x 40'-0"	83,000	67,700	2,840,000	110'-0" x 40'-0"	473,000
10,310	433,000	48'-0" x 32'-0"	85,000	80,600	3,380,000	120'-0" x 40'-0"	574,000
10,700	450,000	40'-0" x 48'-0"	86,300	81,250	3,410,000	110'-0" x 48'-0"	570,000
10,800	455,000	44'-0" x 40'-0"	87,100	96,700	4,060,000	120'-0" x 48'-0"	681,000
12,100	508,000	46'-6" x 40'-0"	96,000	100,470	4,220,000	134'-0" x 40'-0"	699,000
12,100	509,000	52'-0" x 32'-0"	107,000	109,700	4,600,000	140'-0" x 40'-0"	765,000
12,100	510,000	42'-6" x 48'-0"	95,600	120,560	5,060,000	134'-0" x 48'-0"	846,000
12,900	540,000	48'-0" x 40'-0"	99,300	125,900	5,290,000	150'-0" x 40'-0"	871,000
14,000	580,000	50'-0" x 40'-0"	121,200	131,600	5,530,000	140'-0" x 48'-0"	920,000
15,100	635,000	52'-0" x 40'-0"	125,000	143,200	6,020,000	160'-0" x 40'-0"	985,000
15,400	650,000	48'-0" x 48'-0"	117,200	151,000	6,350,000	150'-0" x 48'-0"	1,050,000
Barrels	Gallons	Dia. x Ht	Weight (lbs)	Barrels	Gallons	Dia. x Ht	Weight (lbs)

Tabla A.11.15. Vida media útil de los equipos

Aparato	Vida (años)	Aparato	Vida (años)
Calderas vapor	25	Digestores	10
Edificio hormigón	50	Espesadores	5
Edificio ladrillo y acero	33	Filtros prensa	17
Motores eléctricos	14	Hornos eléctricos	20
Transformadores	15	Hornos de gas	8
Bombas	20	Molinos	12
Columnas	8	Refrigerantes	17
Compresores	20	Secadores	25
Condensadores y evaporadores	17	Tamizadoras	12
Depósitos	10	Tuberías	15

Tabla A.11.16. Esfuerzos permisibles en tanques [API]

Plate Specification	Grade	Minimum Yield Strength MPa (psi)	Minimum Tensile Strength MPa (psi)	Product Design Stress S_d MPa (psi)	Hydrostatic Test Stress S_t MPa (psi)
ASTM Specifications					
A 283M (A 283)	C (C)	205 (30,000)	380 (55,000)	137 (20,000)	154 (22,500)
A 285M (A 285)	C (C)	205 (30,000)	380 (55,000)	137 (20,000)	154 (22,500)
A 131M (A 131)	A, B, CS (A, B, CS)	235 (34,000)	400 (58,000)	157 (22,700)	171 (24,900)
A 36M (A 36)	—	250 (36,000)	400 (58,000)	160 (23,200)	171 (24,900)
A 131M (A 131)	EH 36 (EH 36)	360 (51,000)	490 ^a (71,000 ^a)	196 (28,400)	210 (30,400)
A 573M (A 573)	400 (58)	220 (32,000)	400 (58,000)	147 (21,300)	165 (24,000)
A 573M (A 573)	450 (65)	240 (35,000)	450 (65,000)	160 (23,300)	180 (26,300)
A 573M (A 573)	485 (70)	290 (42,000)	485 ^a (70,000 ^a)	193 (28,000)	208 (30,000)
A 516M (A 516)	380 (55)	205 (30,000)	380 (55,000)	137 (20,000)	154 (22,500)
A 516M (A 516)	415 (60)	220 (32,000)	415 (60,000)	147 (21,300)	165 (24,000)
A 516M (A 516)	450 (65)	240 (35,000)	450 (65,000)	160 (23,300)	180 (26,300)
A 516M (A 516)	485 (70)	260 (38,000)	485 (70,000)	173 (25,300)	195 (28,500)
A 662M (A 662)	B (B)	275 (40,000)	450 (65,000)	180 (26,000)	193 (27,900)
A 662M (A 662)	C (C)	295 (43,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 537M (A 537)	1 (1)	345 (50,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 537M (A 537)	2 (2)	415 (60,000)	550 ^a (80,000 ^a)	220 (32,000)	236 (34,300)
A 633M (A 633)	C, D (C, D)	345 (50,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 678M (A 678)	A (A)	345 (50,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 678M (A 678)	B (B)	415 (60,000)	550 ^a (80,000 ^a)	220 (32,000)	236 (34,300)
A 737M (A 737)	B (B)	345 (50,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)
A 841M (A 841)	Class 1 (Class 1)	345 (50,000)	485 ^a (70,000 ^a)	194 (28,000)	208 (30,000)

Tabla A.11.17. Longitud equivalente en accesorios

Codos	K	L_{eq}/D
Codo de radio corto	0,9	32
Codo de radio medio	0,75	27
Codo de radio largo	0,60	20
Codo de 45°	0,42	15
Otros accesorios	K	L_{eq}/D
Válvula de globo, completamente abierta	10	350
Válvula de ángulo, completamente abierta	5	175
Válvula de compuerta - Completamente abierta	0,19	7
- entreabierta	2,06	72
Empalme en T normal	1,8	67

Tabla A.11.18. Longitud equivalente en accesorios (II)

Pérdidas en codos y accesorios (longitud equivalente de tubería recta, en pies)														
Diámetro interior (in)	1	2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	24
Codo de 90°	2-2,5	4-5	6-7	9-10	10-11	12-14	18	27	26	31	35	40	45	52
Codo largo de 90°	1,5-2	2,5-4	5	6-7	7-8	9-11	12-14	16-17	20	23	27	30	34	40
Codo de 45°	1,5	2,5	3,5	4,5	6	7,5	10	12,5	15	17	19	21	23	28
Codo largo de 45°	1	1,5	2	2,7	3,5	4	5	6	7	9	10	12	14	16
Curva de 180°						36	46	60	75					
Curva de 180°, gran radio						20	25	30	40					
Curvas de 90° Soldadas														
0,5		7	10	12	15	19	25	32	38	44	50	56		
1		3	5	6	7	8	11	14	17	20	23	26		
1,5		2	3	4	5	6	8	10	12	14	16	18		
2		1	2	3	3,5	4	6	8	10	12	14	16		
3		1	1,5	2,5	3	4	6	7	9	11	13	15		
Tes	5,5	10	15	20	25	32	41	55	65	75	85	100	115	130
V. de compuerta abierta	0,6	1,25	1,7	2,3	2,9	3,5	4,5	6	7	8	9	10	12	14
cerrada 1/4		7	10	13	16	19	26	33	40					
cerrada 1/2		33	50	70	85	100	130	160	190					
cerrada 3/4		140	200	280	340	400	540	700	800					
Válvula esférica	27	56	80	107	133	160	215	270	320	375	430	480	540	600
Válvula de retención	7	13	20	27	33	40	53	67	80	93	107	120	135	160
Válvula de pie	2	4	6	8	10	12	16	20	24	28	32	36	40	48
Colador	4	5	6	8	10	11	13	16	18	21	24	30	35	40
Entrada típica	1,5	3	4,5	6	7,5	9	12	15	18	21	24	27	30	35

ANEXO 12. FICHAS DE SEGURIDAD DE LOS PRODUCTOS QUÍMICOS



Fichas Internacionales de Seguridad Química

BENCENO

ICSC: 0015

	
<p>Ciclohexatrieno Benzol C₆H₆ Masa molecular: 78.1</p>	
<p>Nº ICSC 0015 Nº CAS 71-43-2 Nº RTECS CY1400000 Nº NU 1114 Nº CE 601-020-00-8</p>	
	



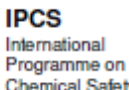






TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Altamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Polvo, AFFF, espuma, dióxido de carbono.
EXPLOSION	Las mezclas vapor/aire son explosivas. Riesgo de incendio y explosión: véanse Peligros Químicos.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular. Utilídense herramientas manuales no generadoras de chispas. Evitar la generación de cargas electrostáticas (por ejemplo, mediante conexión a tierra).	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
EXPOSICION		¡EVITAR TODO CONTACTO!	
• INHALACION	Vértigo. Somnolencia. Dolor de cabeza. Náuseas. Jadeo. Convulsiones. Pérdida del conocimiento.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Proporcionar asistencia médica.
• PIEL	¡PUEDE ABSORBERSE! Piel seca. Enrojecimiento. Dolor. Para mayor información, véase Inhalación.	Guantes protectores. Traje de protección.	Quitar las ropas contaminadas. Aclarar la piel con agua abundante o ducharse. Proporcionar asistencia médica.
• OJOS	Enrojecimiento. Dolor.	Pantalla facial, o protección ocular combinada con la protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
• INGESTION	Dolor abdominal. Dolor de garganta. Vómitos. (Para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. NO provocar el vómito. Proporcionar asistencia médica.
DERRAMES Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	

<p>Eliminar toda fuente de ignición. Recoger, en la medida de lo posible, el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes herméticos. Absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. NO verterlo al alcantarillado. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente. (Protección personal adicional: traje de protección completa incluyendo equipo autónomo de respiración).</p>	<p>A prueba de incendio. Separado de alimentos y piensos, oxidantes y halógenos.</p>	<p>NU (transporte): Ver pictograma en cabecera. No transportar con alimentos y piensos. Clasificación de Peligros NU: 3 Grupo de Envasado NU: II</p> <p>CE: Nota: E símbolo F símbolo T R: 45-11-48/23/24/25 S: 53-45</p> <div style="display: flex; justify-content: space-around;">   </div>
VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE		
<p>ICSC: 0015 Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © CE, IPCS, 2003</p>		

Fichas Internacionales de Seguridad Química

BENCENO		ICSC: 0015
D A T O S I M P O R T A N T E S	<p>ESTADO FISICO: ASPECTO: Líquido incoloro, de olor característico.</p> <p>PELIGROS FISICOS: El vapor es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.</p> <p>PELIGROS QUIMICOS: Reacciona violentamente con oxidantes, ácido nítrico, ácido sulfúrico y halógenos, originando peligro de incendio y explosión. Ataca plásticos y caucho.</p> <p>LIMITES DE EXPOSICION: TLV: 0.5 ppm como TWA; 2.5 ppm como STEL; (piel); A1; BEI disponible; (ACGIH 2003). MAK: H (absorción dérmica); Cancerígeno categoría: 1; Mutágeno categoría: 3A; (DFG 2003).</p>	<p>VIAS DE EXPOSICION: La sustancia se puede absorber por inhalación, a través de la piel y por ingestión.</p> <p>RIESGO DE INHALACION: Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar muy rápidamente una concentración nociva en el aire.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION: La sustancia irrita los ojos, la piel y el tracto respiratorio. La ingestión del líquido puede dar lugar a la aspiración del mismo por los pulmones y la consiguiente neumonitis química. La sustancia puede causar efectos en sistema nervioso central, dando lugar a disminución del estado de alerta. La exposición muy por encima del valor límite de exposición profesional puede producir pérdida del conocimiento y muerte.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA: El líquido desengrasa la piel. La sustancia puede afectar a la médula ósea y al sistema inmune, dando lugar a una disminución de células sanguíneas. Esta sustancia es carcinógena para los seres humanos.</p>
PROPIEDADES FISICAS	<p>Punto de ebullición: 80°C Punto de fusión: 6°C Densidad relativa (agua = 1): 0.88 Solubilidad en agua, g/100 ml a 25°C: 0.18 Presión de vapor, kPa a 20°C: 10 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 2.7</p>	<p>Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.2 Punto de inflamación: -11°C c.c. Temperatura de autoignición: 498°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1.2-8.0 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 2.13 Energía mínima de ignición: 0.2 mJ (no en la ficha)</p>
DATOS AMBIENTALES	<p>La sustancia es muy tóxica para los organismos acuáticos.</p>	
NOTAS		
<p>El consumo de bebidas alcohólicas aumenta el efecto nocivo. Está indicado examen médico periódico dependiendo del grado de exposición. La alerta por el olor es insuficiente.</p> <p style="text-align: right;">Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-30S1114/30GF1-II Código NFPA: H 2; F 3; R 0;</p>		
INFORMACION ADICIONAL		
<p>Los valores LEP pueden consultarse en línea en la siguiente dirección: http://www.mtas.es/insht/practice/vlas.htm</p>	<p>Última revisión IPCS: 2003 Traducción al español y actualización de valores límite y etiquetado: 2003 FISQ: 3-029</p>	
ICSC: 0015		BENCENO
<small>© CE, IPCS, 2003</small>		
NOTA LEGAL IMPORTANTE:	<p>Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.</p>	

Fichas Internacionales de Seguridad Química



TOLUENO		ICSC: 0078 Octubre 2002	
Metilbenceno Fenilmetano		Toluol	
CAS:	108-88-3	$C_6H_5CH_3$ / C_7H_8	 
RTECS:	XS5250000	Masa molecular: 92,1	
NU:	1294		
CE Índice Anexo I:	601-021-00-3		
CE / EINECS:	203-625-9		
TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Altamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Poly, AFFF, espuma, dióxido de carbono.
EXPLOSIÓN	Las mezclas vapor/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (p. ej., mediante conexión a tierra). NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular. Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
EXPOSICIÓN		¡HIGIENE ESTRICTA! ¡EVITAR LA EXPOSICIÓN DE MUJERES (EMBARAZADAS)!	
Inhalación	Tos. Dolor de garganta. Vértigo. Somnolencia. Dolor de cabeza. Náuseas. Pérdida del conocimiento.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Proporcionar asistencia médica.
Piel	Piel seca. Enrojecimiento.	Guantes de protección.	Quitar las ropas contaminadas. Aclarar y lavar la piel con agua y jabón. Proporcionar asistencia médica.
Ojos	Enrojecimiento. Dolor.	Gafas ajustadas de seguridad	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
Ingestión	Sensación de quemazón. Dolor abdominal. (Ver Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. NO provocar el vómito. Proporcionar asistencia médica.
DERRAMES Y FUGAS		ENVASADO Y ETIQUETADO	
¡Evacuar la zona de peligro en caso de grandes derrames! Consultar a un experto en caso de grandes derrames. Eliminar toda fuente de ignición. Ventilar. Recoger el líquido procedente de la fuga en recipientes precintables. Absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. NO verterlo en el alcantarillado. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente. Protección personal: equipo autónomo de respiración en caso de grandes derrames.		Clasificación UE Símbolo: F, Xn R: 11-38-48/20-63-65-67 S: (2-)36/37-46-62 Clasificación NU Clasificación de Peligros NU: 3 Grupo de Envasado NU: II	
RESPUESTA DE EMERGENCIA		ALMACENAMIENTO	
Ficha de Emergencia de Transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-30S1294. Código NFPA: H2; F3; R0;		A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes.	
      			
Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © IPCS, CE 2003			

VÉASE INFORMACIÓN IMPORTANTE AL DORSO

Fichas Internacionales de Seguridad Química

TOLUENO		ICSC: 0078
DATOS IMPORTANTES		
<p>ESTADO FÍSICO; ASPECTO: Líquido incoloro, de olor característico.</p> <p>PELIGROS FÍSICOS: El vapor se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.</p> <p>PELIGROS QUÍMICOS: Reacciona violentamente con oxidantes fuertes, originando peligro de incendio y explosión.</p> <p>LÍMITES DE EXPOSICIÓN: TLV: 50 ppm como TWA; (piel); A4 (no clasificable como cancerígeno humano); BEI establecido; (ACGIH 2004). MAK: Riesgo para el embarazo: grupo C; (DFG 2004). LEP UE: 192 mg/m³, 50 ppm como TWA; 384 mg/m³, 100 ppm como STEL (piel) (EU 2006).</p>	<p>VÍAS DE EXPOSICIÓN: La sustancia se puede absorber por inhalación, a través de la piel y por ingestión.</p> <p>RIESGO DE INHALACIÓN: Por evaporación de esta sustancia a 20 °C se puede alcanzar bastante rápidamente una concentración nociva en el aire.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN: La sustancia irrita los ojos y el tracto respiratorio. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central. La ingestión del líquido puede dar lugar a la aspiración del mismo por los pulmones y a la consiguiente neumonitis química. La exposición a altas concentraciones puede producir arritmia cardíaca y pérdida del conocimiento.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA: El líquido desengrasa la piel. La sustancia puede afectar a sistema nervioso central. La exposición a esta sustancia puede potenciar el daño auditivo causado por la exposición a ruido. La experimentación animal muestra que esta sustancia posiblemente cause efectos tóxicos en la reproducción humana.</p>	
PROPIEDADES FÍSICAS		
<p>Punto de ebullición: 111 °C Punto de fusión: -95 °C Densidad relativa (agua = 1): 0,87 Solubilidad en agua: ninguna Presión de vapor, kPa a 25 °C: 3,8 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 3,1</p>	<p>Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20 °C (aire = 1): 1,01 Punto de inflamación: 4 °C c.c. Temperatura de autoignición: 480 °C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1,1-7,1 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 2,69</p>	
DATOS AMBIENTALES		
La sustancia es tóxica para los organismos acuáticos.		
NOTAS		
<p>Está indicado un examen médico periódico dependiendo del grado de exposición. El consumo de bebidas alcohólicas aumenta el efecto nocivo. Esta ficha ha sido parcialmente actualizada en octubre de 2004: ver Clasificación UE, Respuesta de Emergencia, y en octubre de 2006: ver Límites de exposición.</p>		
INFORMACIÓN ADICIONAL		
<p>Límites de exposición profesional (INSHT 2011):</p> <p>VLA-ED: 50 ppm; 192 mg/m³</p> <p>VLA-EC: 100 ppm, 384 mg/m³</p> <p>VLB: 0,5 mg/L en orina de o-cresol; 1,6 g/g creatinina en orina de ácido hipúrico; 0,05 mg/L en sangre.</p> <p>Notas: vía dérmica. Esta sustancia tiene establecidas restricciones a la fabricación, comercialización o al uso especificadas en el Reglamento REACH.</p>		
Nota legal	<p>Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.</p>	
© IPCS, CE 2003		


Fichas Internacionales de Seguridad Química

BIFENILO		ICSC: 0106 Octubre 2006	
CAS: 92-52-4 RTECS: DU8050000 NU: 3077 CE Índice Anexo I: 601-042-00-8 CE / EINECS: 202-163-5		Difenilo Fenilbenceno Dibenceno $C_{12}H_{10}$ / $C_6H_5C_6H_5$ Masa molecular: 154,2	
			
TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Combustible.	Evitar las llamas.	Pulverización con agua, espuma, polvo, dióxido de carbono.
EXPLOSIÓN	Las partículas finamente dispersas forman mezclas explosivas en el aire.	Evitar el depósito del polvo; sistema cerrado, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión del polvo. Evitar la generación de cargas electrostáticas (p. ej., mediante conexión a tierra).	
EXPOSICIÓN		¡EVITAR LA DISPERSIÓN DEL POLVO!	
Inhalación	Tos. Náuseas. Vómitos.	Evitar la inhalación de polvo fino y niebla. Extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Proporcionar asistencia médica.
Piel	Enrojecimiento.	Guantes de protección.	Quitar las ropas contaminadas. Aclarar y lavar la piel con agua y jabón.
Ojos	Enrojecimiento. Dolor.	Gafas ajustadas de seguridad o protección ocular combinada con protección respiratoria si se trata de polvo.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad).
Ingestión	(Además, ver Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo. Lavarse las manos antes de comer.	Enjuagar la boca. Proporcionar asistencia médica.
DERRAMES Y FUGAS		ENVASADO Y ETIQUETADO	
Protección personal adicional: respirador de filtro mixto para vapores orgánicos y polvo nocivo A/P2. Barrer la sustancia derramada e introducirla en un recipiente precintable; si fuera necesario, humedecer el polvo para evitar su dispersión. Recoger cuidadosamente el residuo, trasladarlo a continuación a un lugar seguro. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente.		No transportar con alimentos y piensos. Clasificación UE Símbolo: Xi, N R: 36/37/38-50/53 S: (2-)23-60-61 Clasificación NU Clasificación de Peligros NU: 9 Grupo de Envasado NU: III Clasificación GHS Atención Provoca irritación ocular. Puede provocar daños en el hígado y en el sistema nervioso tras exposición prolongada o repetida si se inhala. Muy tóxico para los organismos acuáticos.	
RESPUESTA DE EMERGENCIA		ALMACENAMIENTO	
Ficha de Emergencia de Transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-90GM7-III Código NFPA: H1; F1; R0;		Separado de alimentos y piensos, oxidantes. Medidas para contener el effluente de extinción de incendios. Almacenar en un área sin acceso a desagües o alcantarillas.	
Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © CE, IPCS, 2007			
			

Fichas Internacionales de Seguridad Química

BIFENILO		ICSC: 0106
DATOS IMPORTANTES		
<p>ESTADO FÍSICO; ASPECTO Cristales o copos blancos, de olor característico.</p> <p>PELIGROS FÍSICOS Es posible la explosión del polvo si se encuentra mezclado con el aire en forma pulverulenta o granular.</p> <p>PELIGROS QUÍMICOS Reacciona con oxidantes.</p> <p>LÍMITES DE EXPOSICIÓN TLV: 0,2 ppm como TWA; (ACGIH 2006). MAK: H (absorción dérmica); Cancerígeno: categoría 3B; (DFG 2006).</p>	<p>VÍAS DE EXPOSICIÓN La sustancia se puede absorber por inhalación, a través de la piel y por ingestión.</p> <p>RIESGO DE INHALACIÓN Puede alcanzarse rápidamente una concentración nociva de partículas suspendidas en el aire.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN La sustancia irrita los ojos, la piel y el tracto respiratorio.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA La sustancia puede afectar al hígado y al sistema nervioso, dando lugar a alteraciones funcionales.</p>	
PROPIEDADES FÍSICAS		
<p>Punto de ebullición: 256°C Punto de fusión: 70°C Densidad relativa (agua = 1): 1,04 Solubilidad en agua, g/100 ml a 20°C: 0,0004 Presión de vapor, Pa a 25°C: 1,19 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 5,3</p>	<p>Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1,0 Punto de inflamación: 113°C c.c Temperatura de autoignición: 540°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 0,6 (a 111°C) - 5,8 (a 166°C) Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 3,16/4,09</p>	
DATOS AMBIENTALES		
<p>La sustancia es muy tóxica para los organismos acuáticos. Puede producirse una bioacumulación de esta sustancia a lo largo de la cadena alimenticia, por ejemplo en vegetales. Evítese de forma efectiva que el producto químico se incorpore al ambiente.</p>		
NOTAS		
<p>NO llevar a casa la ropa de trabajo. Esta ficha ha sido parcialmente actualizada en noviembre de 2008: ver Envasado y etiquetado.</p>		
INFORMACIÓN ADICIONAL		
<p>Límites de exposición profesional (INSHT 2011): VLA-ED: 0,2 ppm; 1,3 mg/m³</p>		
NOTA LEGAL	<p>Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.</p>	
© IPCS, CE 2007		

Fichas Internacionales de Seguridad Química

HIDROGENO		ICSC: 0001	
		Marzo 2002	
CAS:	1333-74-0	H ₂	
RTECS:	MW8900000	Masa molecular: 2.0	
NU:	1049		
CE Índice Anexo I:	001-001-00-9		
CE / EINECS:	215-605-7		

TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Extremadamente inflamable. Muchas reacciones pueden producir incendio o explosión.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con agua pulverizada, polvo, dióxido de carbono.
EXPLOSIÓN	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Utilícese herramientas manuales no generadoras de chispas. No manipular las botellas con las manos grasientas.	En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.

EXPOSICIÓN			
Inhalación	Asfixia.	Sistema cerrado y ventilación.	Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.
Piel	Congelación grave.	Gautes aislantes del frío.	Proporcionar asistencia médica.
Ojos		Gafas de protección de seguridad.	
Ingestión			

DERRAMES Y FUGAS	ENVASADO Y ETIQUETADO
Eliminar toda fuente de ignición. Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Ventilar. Eliminar el vapor con agua pulverizada.	Clasificación UE Símbolo: F+ R: 12 S: (2)-9-16-33 Clasificación NU Clasificación de Peligros NU: 2.1
RESPUESTA DE EMERGENCIA	ALMACENAMIENTO
Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-20S1049 Código NFPA: H 0; F 4; R 0;	A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco.

IPCS
International
Programme on
Chemical Safety



Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © IPCS, CE 2005

Fichas Internacionales de Seguridad Química

HIDROGENO		ICSC: 0001
DATOS IMPORTANTES		
<p>ESTADO FÍSICO; ASPECTO: Gas comprimido inodoro e incoloro.</p> <p>PELIGROS FÍSICOS: El gas se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas. El gas es más ligero que el aire.</p> <p>PELIGROS QUÍMICOS: El calentamiento intenso puede originar combustión violenta o explosión. Reacciona violentamente con aire, oxígeno, halógenos y oxidantes fuertes, originando peligro de incendio y explosión. Los metales catalizadores tales como el platino o el níquel aumentan este tipo de reacciones.</p> <p>LÍMITES DE EXPOSICIÓN: TLV: asfixiante simple (ACGIH 2002).</p>	<p>VÍAS DE EXPOSICIÓN: La sustancia se puede absorber por inhalación.</p> <p>RIESGO DE INHALACIÓN: Al producirse una pérdida de gas se alcanza muy rápidamente una concentración nociva de éste en el aire.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN: Asfixiante simple. Véanse Notas.</p>	
PROPIEDADES FÍSICAS		
<p>Punto de ebullición: -253 °C Densidad relativa de vapor (aire = 1): 0.07</p>	<p>Punto de inflamación: gas inflamable Temperatura de autoignición: 500-571 °C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 4-76</p>	
DATOS AMBIENTALES		
NOTAS		
<p>Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. A concentraciones tóxicas no hay alerta por el olor. Medir concentraciones de hidrógeno con un detector de gas adecuado (un detector de gas inflamable normal no es adecuado).</p>		
INFORMACIÓN ADICIONAL		
<p>Límites de exposición profesional (INSHT 2011):</p> <p>Notas: Asfixiante simple</p>		
Nota legal	<p>Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.</p>	
© IPCS, CE 2005		

Fichas Internacionales de Seguridad Química

METANO

ICSC: 0291

 <p style="text-align: center;"> METANO CH_4 Masa molecular: 16.0 </p> <p> N° CAS 74-82-8 N° RTECS PA1490000 N° ICSC 0291 N° NU 1971;1972 N° CE 601-001-00-4 </p> 			
TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Extremadamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo. En otros casos apagar con agua pulverizada, polvo o dióxido de carbono.
EXPLOSION	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosiones.	En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.
EXPOSICION			
• INHALACION	Pérdida del conocimiento.	Ventilación. A altas concentraciones protección respiratoria.	Aire limpio, reposo, respiración artificial si estuviera indicada y proporcionar asistencia médica.
• PIEL	Congelación grave.	Guantes aislantes del frío.	EN CASO DE CONGELACION: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa y proporcionar asistencia médica.
• OJOS			
• INGESTION			
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Ventilar. (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).	A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco. Ventilación a ras del suelo y techo.	símbolo F+ R: 12 S: (2-)9-16-33 Clasificación de Peligros NU: 2.1	
VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE			
ICSC: 0291		Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPSC, 1994	

Fichas Internacionales de Seguridad Química

METANO

ICSC: 0291

D A T O S I M P O R T A N T E S	ESTADO FISICO; ASPECTO Gas licuado comprimido incoloro e inodoro.	VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación.
	PELIGROS FISICOS El gas es más ligero que el aire.	RIESGO DE INHALACION Al producirse pérdidas en zonas confinadas este gas puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno del aire.
	PELIGROS QUIMICOS	EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION El contacto con el líquido o gas comprimido, puede causar congelación.
	LIMITES DE EXPOSICION TLV: asfixiante simple (ACGIH 1992-1993).	EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA
PROPIEDADES FISICAS	Punto de ebullición: -161°C Punto de fusión: -183°C Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20°C: 3.3 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 0.6	Punto de inflamación: gas inflamable Temperatura de autoignición: 537°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 5-15
DATOS AMBIENTALES		
NOTAS		
Densidad del líquido en el punto de ebullición: 0.42 kg/l. La sustancia puede desplazarse hasta la fuente de ignición, retrocediendo e incendiándose. Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. Una vez utilizado para la soldadura, cerrar la válvula; verificar regularmente el estado de la tubería, etc., y comprobar si existen escapes utilizando agua y jabón. Las medidas mencionadas en la Sección PREVENCIÓN son aplicables a la producción, llenado de botellas y almacenamiento del gas. Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-622, 20G04 Código NFPA: H 1; F 4; R 0;		
INFORMACION ADICIONAL		
FISQ: 3-137 METANO		
ICSC: 0291		METANO
© CCE, IPCS, 1994		
NOTA LEGAL IMPORTANTE:	Ni la CCE ni la IPCS ni sus representantes son responsables del posible uso de esta información. Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. La versión española incluye el etiquetado asignado por la clasificación europea, actualizado a la vigésima adaptación de la Directiva 67/548/CEE traspuesta a la legislación española por el Real Decreto 363/95 (BOE 5.6.95).	

DOCUMENTO 2: PLANOS

**PLANO N° 1: Vista área de la Refinería Cepsa
Gibraltar-San Roque**

PLANO N° 2: Distribución en planta

PLANO N° 3: Diagrama P&I del proceso

PLANO N° 4: Reactores R-01, R-02 y R-03

PLANO N° 5: Intercambiador de calor IC-01

PLANO N° 6: Intercambiador de calor IC-02

**PLANO N° 7: Tanques de almacenamiento de
tolueno**



UNIVERSIDAD DE CÁDIZ
FACULTAD DE CIENCIAS (PUERTO REAL)

"DISEÑO DE UN REACTOR QUÍMICO PARA LA SÍNTESIS DE BENCENO"

Proyectista

Fdo. M^o DEL PILAR MOYANO MOLINA

INGENIERO QUÍMICO

VISTA AÉREA DE LA
REFINERÍA CEPESA
GIBRALTAR - SAN ROQUE

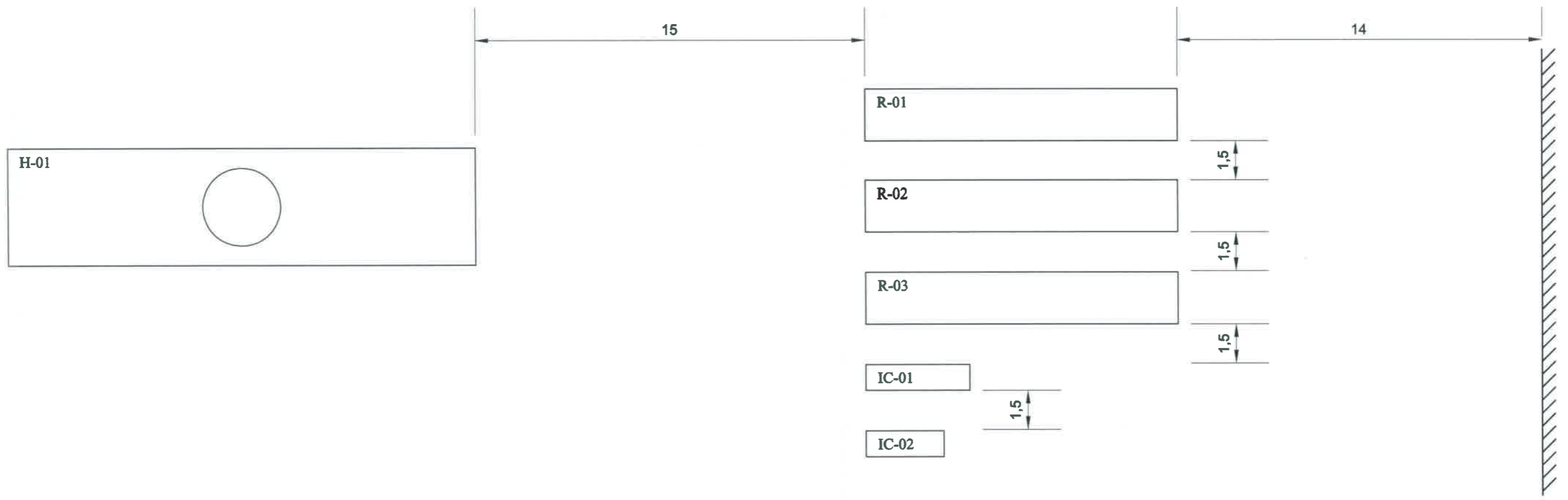
Fecha

ABRIL 2012

Escala

Plano n^o

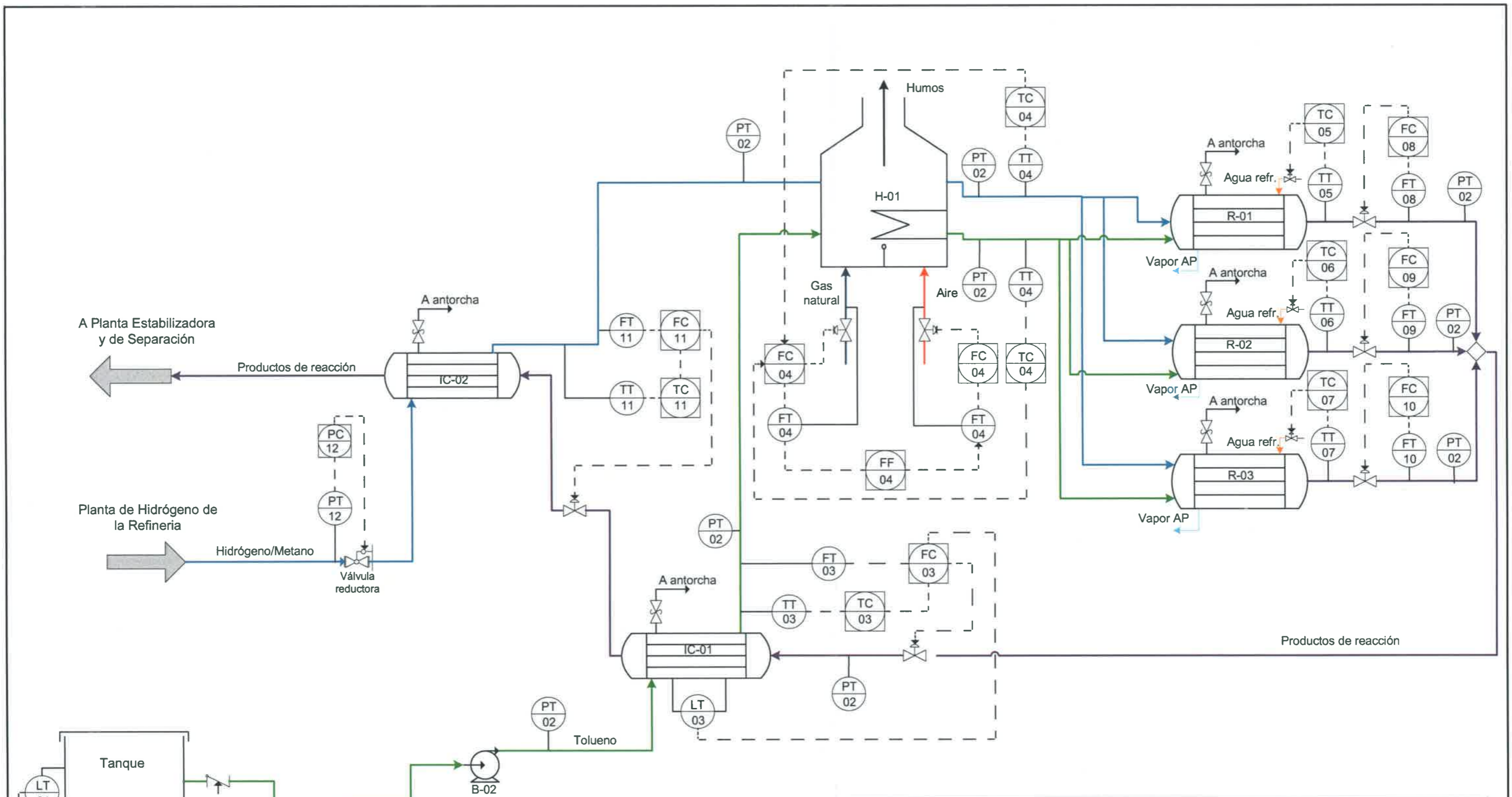
1



UNIVERSIDAD DE CÁDIZ
 FACULTAD DE CIENCIAS (PUERTO REAL)

"DISEÑO DE UN REACTOR QUÍMICO PARA LA SÍNTESIS DE BENCENO"

Proyectista  Fdo. M ^o DEL PILAR MOYANO MOLINA INGENIERO QUÍMICO	DISTRIBUCIÓN EN PLANTA	Fecha ABRIL 2012 <hr/> Escala 1/100 <hr/> Plano n ^o 2
--	---	---



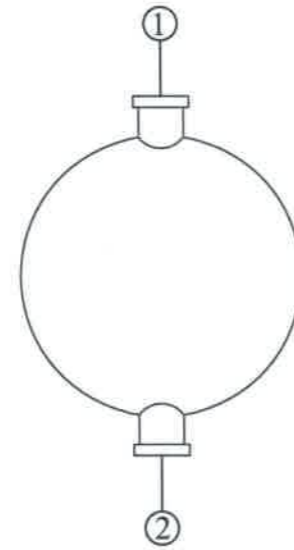
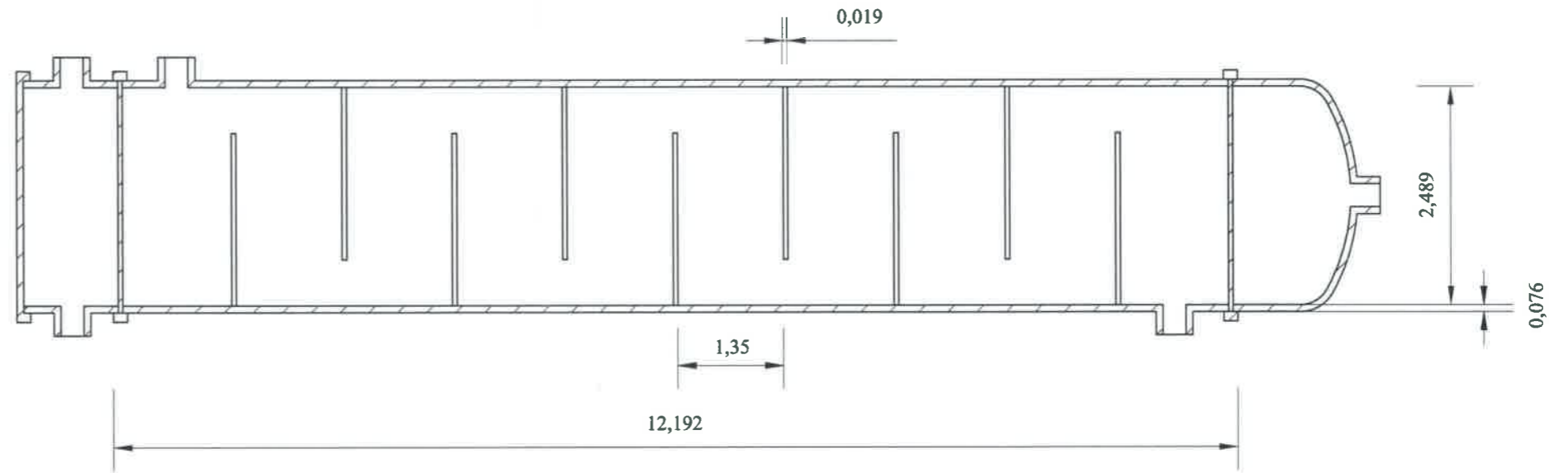
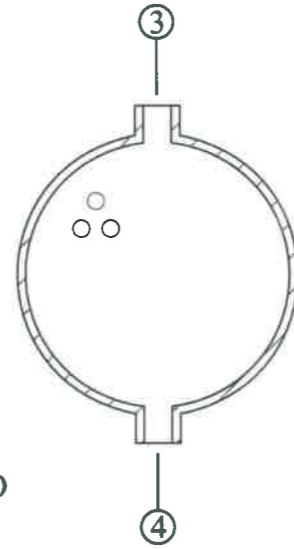
LEYENDA	
	Corriente de tolueno
	Corriente de hidrógeno y metano
	Corriente de productos de reacción
	Corriente de condensado a alta presión
	Corriente de vapor a alta presión
	Corriente de gas natural
	Corriente de aire
	Línea de señal
	Línea eléctrica

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ
FACULTAD DE CIENCIAS (PUERTO REAL)

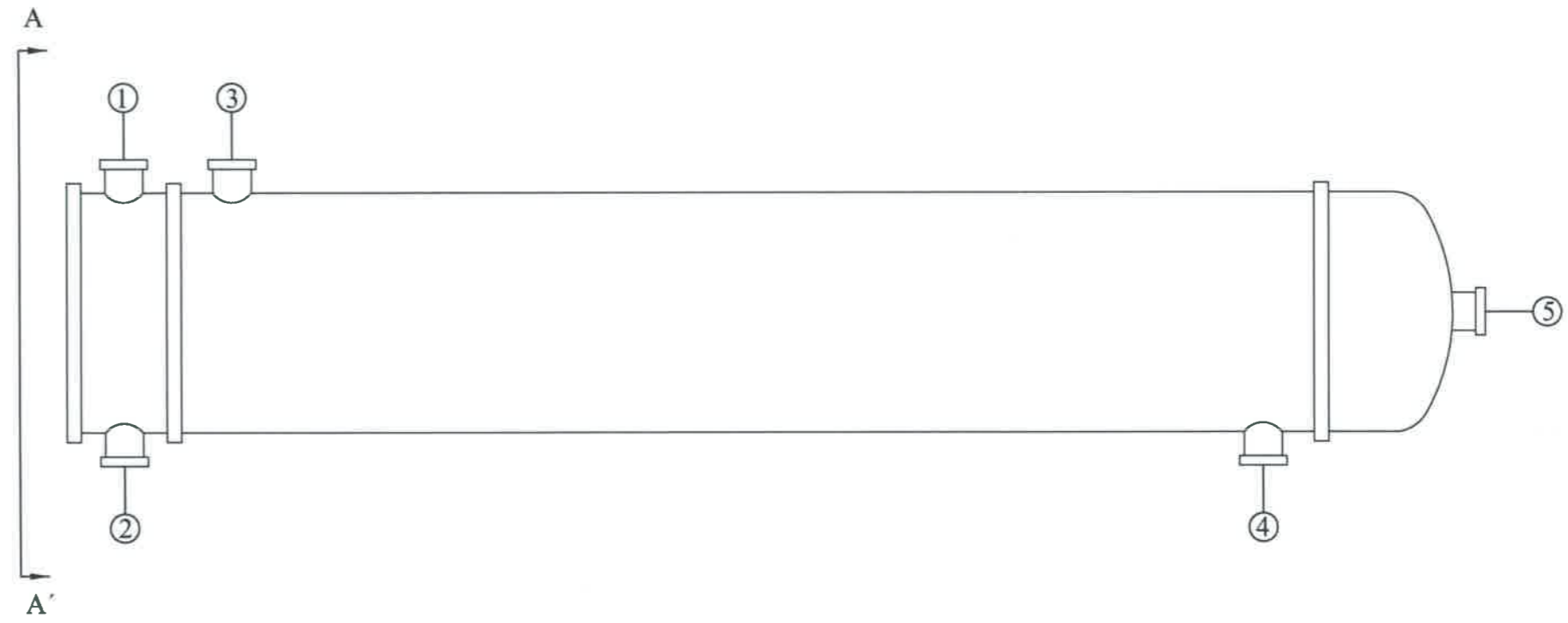
“DISEÑO DE UN REACTOR QUÍMICO PARA LA SÍNTESIS DE BENCENO”

Proyectista Fdo. Mª DEL PILAR MOYANO MOLINA INGENIERO QUÍMICO	DIAGRAMA P&I DEL PROCESO	Fecha ABRIL 2012 Escala N/P Plano nº 3
---	-------------------------------------	---

HAZ DE TUBOS
 \varnothing 0,0317
 ESPESOR 0,004
 DISPOSICIÓN TRESBOLILLO



SECCIÓN A-A'

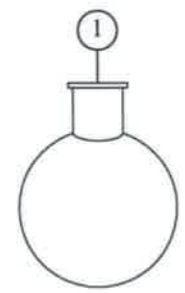


LEYENDA	
1	ENTRADA TUBOS HIDROGENO/METANO
2	ENTRADA TUBOS TOLUENO
3	SALIDA AGUA REFRIGERACION
4	ENTRADA AGUA REFRIGERACIÓN
5	SALIDA TUBOS PRODUCTOS

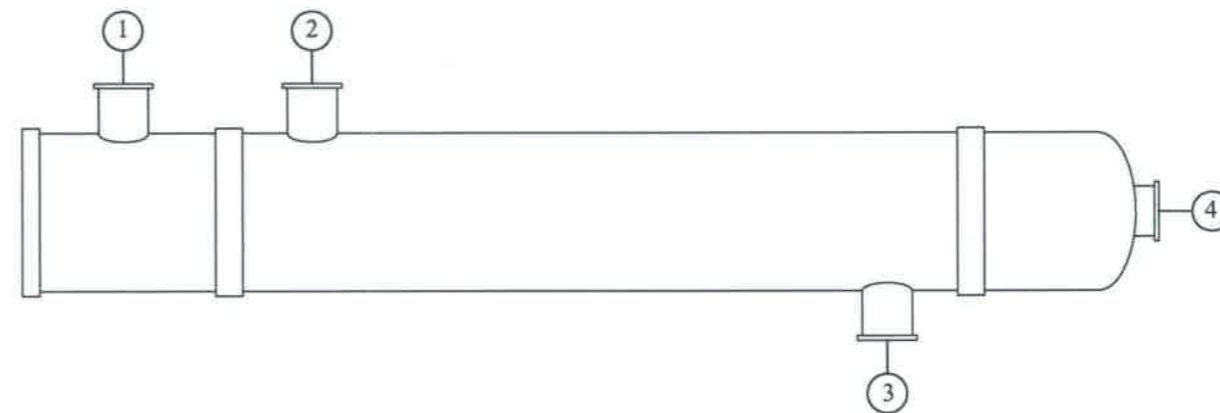
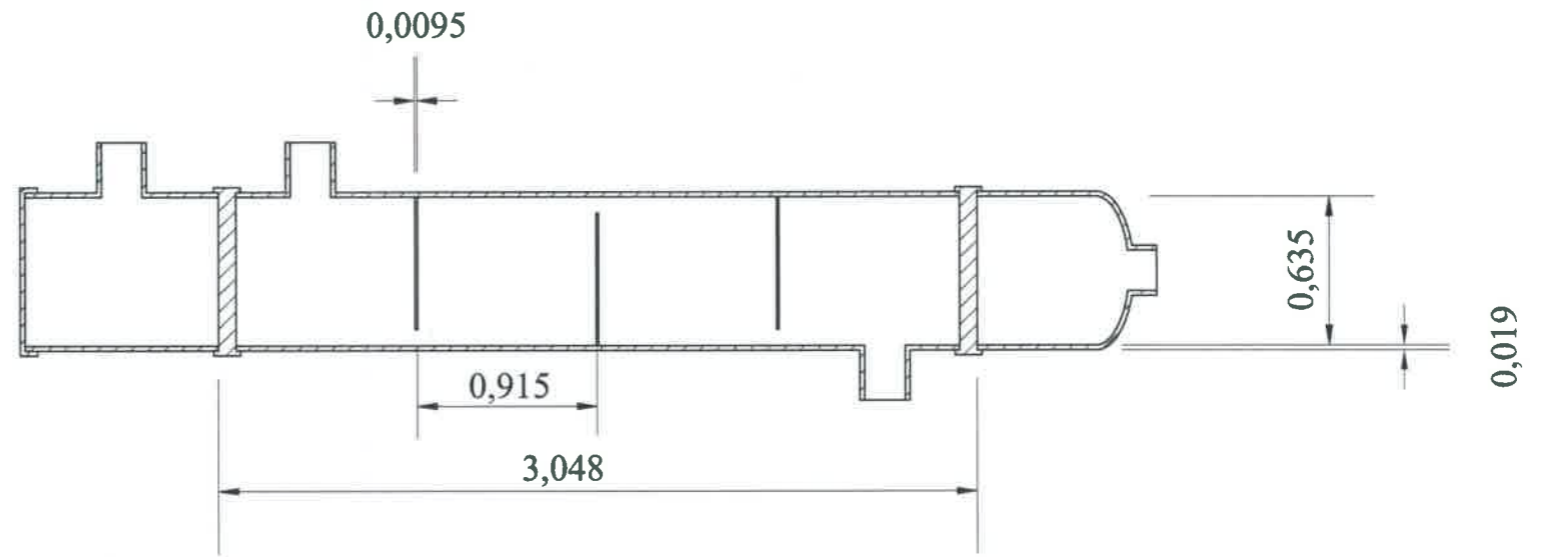
DISEÑO	
NÚMERO DE PASOS	1/1
MATERIAL TUBOS	ACERO INOXIDABLE TP347
MATERIAL CARCASA	ACERO AL CARBONO SA-285
TIPO NORMA TEMA	A E T
NÚMERO DE TUBOS	3232

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS (PUERTO REAL)		
"DISEÑO DE UN REACTOR QUÍMICO PARA LA SÍNTESIS DE BENCENO"		
Proyectista <i>[Signature]</i> Fdo. M ^a DEL PILAR MOYANO MOLINA INGENIERO QUÍMICO	REACTORES R-01, R-02, R-03	Fecha ABRIL 2012
		Escala 1/50
		Plano n ^o 4

HAZ DE TUBOS
 Ø 0,0317
 ESPESOR 0,003
 DISPOSICIÓN TRESBOLILLO



SECCIÓN A-A'

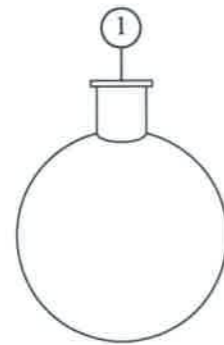
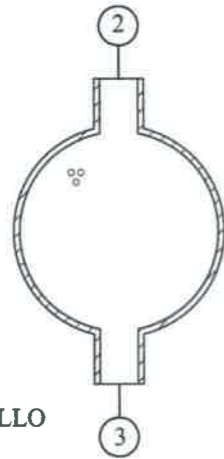


LEYENDA	
1	ENTRADA TUBOS PRODUCTOS
2	ENTRADA TUBOS TOLUENO
3	ENTRADA CARCASA TOLUENO
4	SALIDAS TUBOS PRODUCTOS

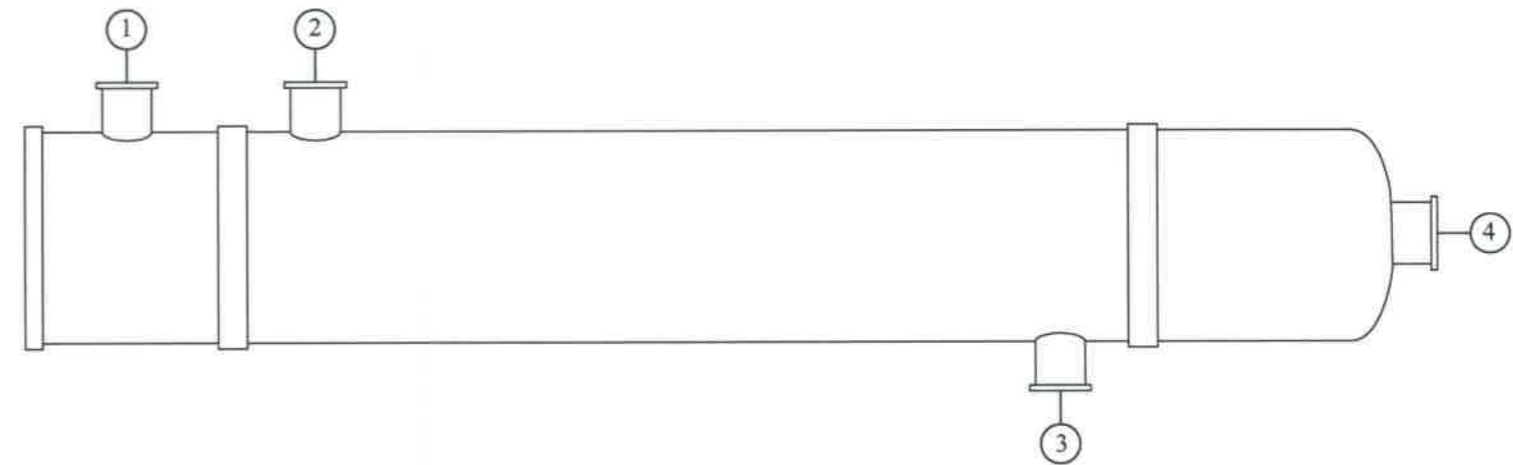
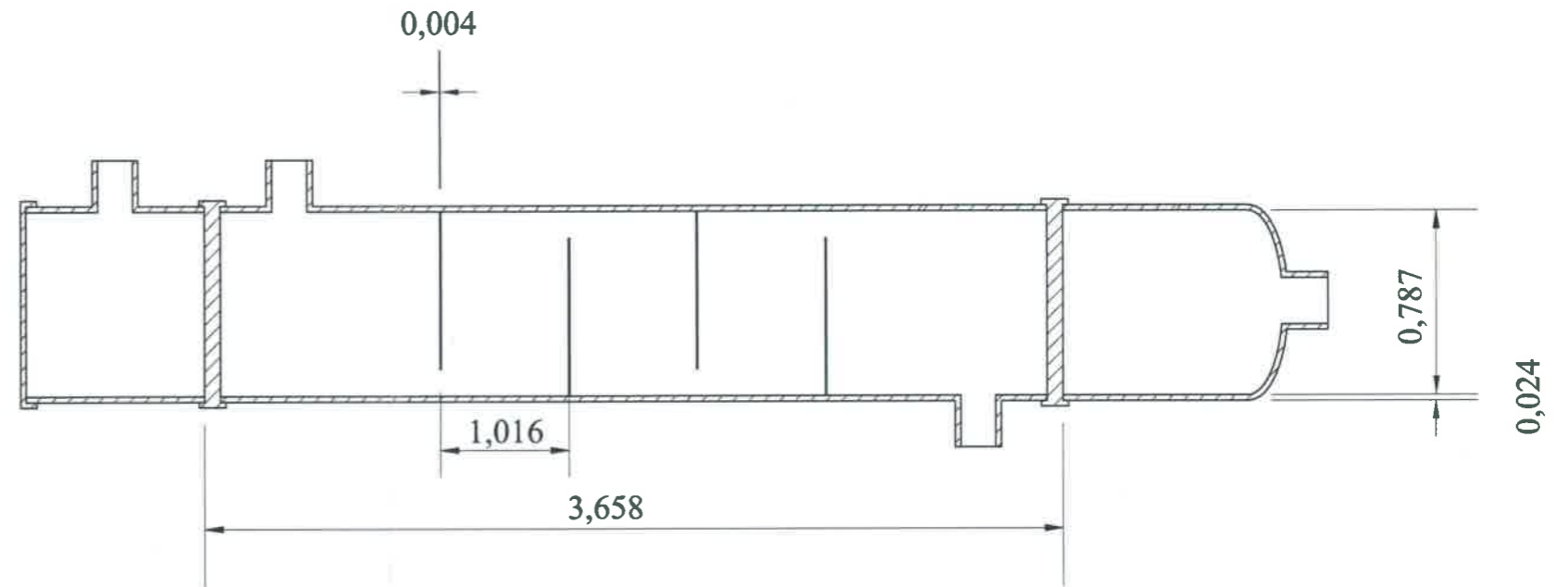
DISEÑO	
NÚMERO DE PASOS	1/1
MATERIAL TUBOS	ACERO INOXIDABLE TP347
MATERIAL CARCASA	ACERO A240 AISI 316
TIPO NORMA TEMA	A E S
NÚMERO DE TUBOS	291

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS (PUERTO REAL)		
"DISEÑO DE UN REACTOR QUÍMICO PARA LA SÍNTESIS DE BENCENO"		
Proyectista 	INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-01	Fecha ABRIL 2012
Fdo. Mª DEL PILAR MOYANO MOLINA INGENIERO QUÍMICO		Escala 1/25
		Plano nº 5

HAZ DE TUBOS
 \varnothing 0,0317
 ESPESOR 0,004
 DISPOSICIÓN TRESBOLILLO



SECCIÓN A-A'



LEYENDA

1	ENTRADA TUBOS PRODUCTOS
2	ENTRADA TUBOS HIDROGENO / METANO
3	ENTRADA CARCASA HIDROGENO / METANO
4	SALIDAS TUBOS PRODUCTOS

DISEÑO

NÚMERO DE PASOS	1/1
MATERIAL TUBOS	ACERO INOXIDABLE TP316L
MATERIAL CARCASA	ACERO A240 AISI316
TIPO NORMA TEMA	A E S
NÚMERO DE TUBOS	183

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ
 FACULTAD DE CIENCIAS (PUERTO REAL)

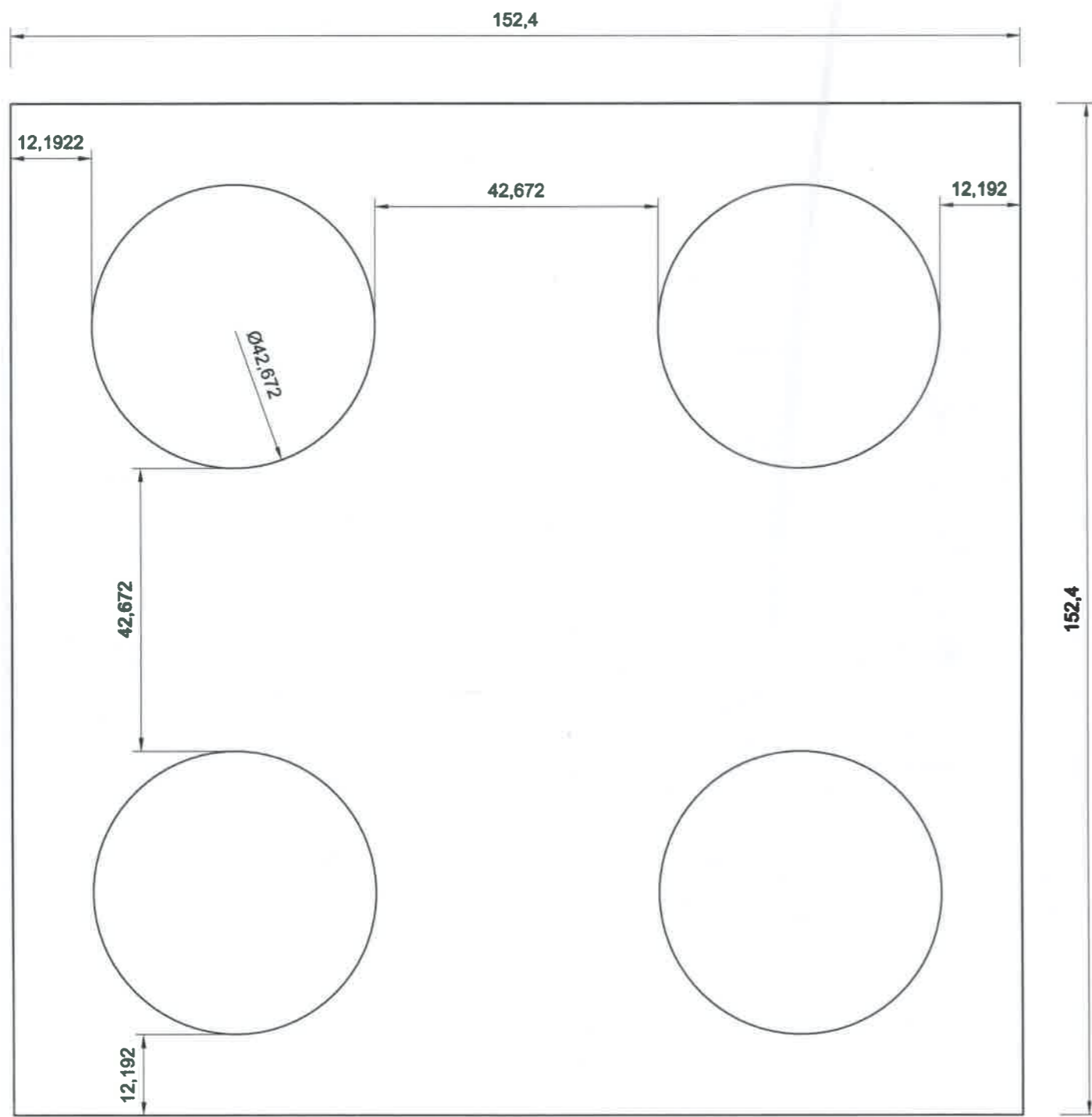
"DISEÑO DE UN REACTOR QUÍMICO PARA LA SÍNTESIS DE BENCENO"

Proyectista

 Fdo. Mª DEL PILAR MOYANO MOLINA
 INGENIERO QUÍMICO

**INTERCAMBIADOR
 DE CALOR IC-02**

Fecha
 ABRIL 2012
 Escala
 1/25
 Plano nº
 6



DISEÑO	
TIPO DE TANQUE	TECHO FLOTANTE CUBIERTO
VOLUMEN ÚTIL	8.317,87 m ³
ALTURA DEL TANQUE	12,192 m
SOPORTE	HORMIGÓN 0,50 m
MATERIAL	SA-285 / AISI 316

UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS (PUERTO REAL)		
"DISEÑO DE UN REACTOR QUÍMICO PARA LA SÍNTESIS DE BENCENO"		
Proyectista <i>[Signature]</i> Fdo. M ^o DEL PILAR MOYANO MOLINA INGENIERO QUÍMICO	TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TOLUENO	Fecha ABRIL 2012
		Escala 1/100
		Plano n ^o 7

DOCUMENTO 3:
PLIEGO DE CONDICIONES

ÍNDICE

<u>CAPÍTULO 1. CONDICIONES GENERALES</u>	1
1.1. Objeto del Pliego de Condiciones	1
1.2. Objeto del Proyecto Fin de Carrera	2
1.3. Emplazamiento	2
1.4. Obras del presente proyecto	2
1.5. Dirección de las obras	3
1.6. Disposiciones aplicables.....	4
1.6.1. Disposiciones generales.....	4
1.6.2. Disposiciones particulares	4
1.6.3. Normas UNE	5
1.6.4. Normas ISO	5
<u>CAPÍTULO 2. CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA</u>	6
2.1. Objeto	6
2.2. Obra Civil	6
2.1.1. Normas generales	6
2.1.2. Agua	6
2.2.3. Cemento.....	6
2.2.4. Áridos a emplear en hormigones y morteros	7
2.2.5. Productos de adición para morteros y hormigones	9
2.2.6 Morteros de cemento	9
2.2.7. Hormigones	9
2.2.8. Acero para armaduras de hormigón armado	10
2.2.9. Ladrillos cerámicos	10
2.2.10. Materiales eléctricos.....	11
2.2.11. Pinturas	11
2.2.12. Materiales no especificados en el presente capítulo	12

2.3. Instalación de los equipos.....	12
2.3.1. Descripción de la maquinaria a instalar.....	12
2.3.2. Condiciones que deberá cumplir los equipos	12
2.3.3. Transporte y montaje	13
2.3.4. Plazos de entrega	13
2.3.5. Pruebas de maquinaria.....	13
2.3.6. Plazo de garantía.....	14
<u>CAPÍTULO 3. CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA</u>	15
3.1. Disposiciones generales.....	15
3.2. Derechos y obligaciones del contratista	15
3.2.1. Medidas de seguridad	15
3.2.3. Subcontratistas.....	16
3.2.4. Residencia del contratista	16
3.2.5. Gastos de carácter general a cargo del Contratista.....	16
3.2.6. Reclamaciones contra las órdenes de dirección	17
3.2.7. Despido por insubordinación o incapacidad.....	18
3.2.8. Documentos que puede solicitar el Contratista	18
3.2.9. Rescisión del Contrato.....	18
3.3. Ejecución de las obras	19
3.3.1. Libro de órdenes	19
3.3.2. Comienzo de los trabajos.....	19
3.3.3. Modificaciones en el Proyecto	19
3.3.4. Trabajos y materiales defectuosos	20
3.3.5. Conservación de las obras durante la ejecución y durante el plazo de garantía	20
3.4. Recepción	21
3.4.1. Ensayos y reconocimientos	21
3.4.2. Pruebas que deben efectuarse antes de las recepciones	21

3.4.3. Plazo de ejecución y plazo de garantía.....	21
3.4.4. Recepción provisional	22
3.4.5. Recepción definitiva.....	22
3.4.6. Liquidación de las obras	22
3.4.7. Incomparecencia del Contratista en las recepciones	23
3.4.8. Permisos y licencias.....	23
3.4.9. Responsabilidad del Contratista con terceros.....	23
<u>CAPÍTULO 4. CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA.....</u>	<u>24</u>
4.1. Principio general.....	24
4.2 Fianzas	24
4.2.1. Ejecución de trabajos con cargo a la fianza.....	24
4.2.2. Devolución de fianzas	25
4.2.3 Devolución de la fianza en el caso de efectuarse recepciones parciales	25
4.3. Los precios.....	25
4.3.1. Composición de los precios unitarios.....	25
4.3.1.1. Costes directos	25
4.3.1.2. Costes indirectos.....	26
4.3.1.3. Gastos generales	26
4.3.1.4. Beneficio industrial.....	26
4.2.1.5. Precio de ejecución material.....	26
4.2.1.6. Precio de contrata	27
4.3.2. Precios de contrata. Importe de contrata	27
4.3.3. Precios contradictorios	27
4.3.4. Reclamaciones de aumento de precios por causas diversas	27
4.3.4. Elementos comprendidos en el Presupuesto.....	28
4.4. Valoración y abono de los trabajos	28
4.4.1. Formas de abono de las obras.....	28

4.4.2. Relaciones valoradas y certificaciones	29
4.5. Indemnizaciones mutuas	29
4.5.1. Indemnización por retraso del plazo de terminación de las obras...	29
4.5.2. Demora de los pagos por parte del propietario.....	29
<u>CAPÍTULO 5. CONDICIONES PARTICULARES DE LOS EQUIPOS</u>	30
5.1. Intercambiadores de calor y reactores	30
5.2. Tanques de almacenamiento.....	31
5.3. Disposición y separación de tanques de almacenamiento.....	32
5.4. Cubetos de retención	32
5.4.1. Construcción y disposición de los cubetos.....	32
5.5. Bombas	33
5.6. Tuberías de líquidos inflamables, combustibles y productos químicos	34
5.7. Instrumentación	35
5.8. Protección y medidas contra incendios	35
5.8.1. Protección personal.....	35
5.8.2. Protección de las unidades.....	36
5.9. Instalaciones, materiales y equipos eléctricos	36
5.10. Alumbrado	36
<u>CAPÍTULO 6. NORMATIVA APLICADA</u>	37

CAPÍTULO 1. CONDICIONES GENERALES

1.1. Objeto del Pliego de Condiciones

El presente Pliego de Condiciones, tiene por objeto definir las obras, fijar las condiciones técnicas y económicas, tanto de los materiales a emplear como de su ejecución, así como las condiciones generales y contractuales que han de regir en la ejecución de las obras de la instalación para la síntesis de Benceno.

Se consideran sujetas a las condiciones de este Pliego, todas las obras cuyas características, planos y presupuestos se adjuntan en las partes correspondientes al Proyecto Fin de Carrera.

El presente Proyecto consta de los siguientes documentos:

- Documento n°1: Memoria
- Documento n°2: Planos
- Documento n°3: Pliego de Condiciones
- Documento n°4: Presupuesto

Los Planos, el Pliego de Condiciones y el Presupuesto son documentos contractuales. Los datos incluidos en la Memoria, tanto en la descriptiva como en los anexos de cálculo, así como la justificación de precios tienen carácter meramente informativo.

En caso de contradicción entre los planos y el Pliego de Condiciones, prevalecerá lo prescrito en este último. Lo mencionado en los planos y omitido en el Pliego de Condiciones o viceversa, habrá de ser ejecutado como si estuviera expuesto en ambos documentos.

1.2. Objeto del Proyecto Fin de Carrera

El presente Proyecto tiene como objeto el diseño de la primera línea de producción de una planta para la síntesis 551.217 toneladas·año⁻¹ de benceno a partir de un proceso de Hidrodesalquilación Térmica del tolueno.

1.3. Emplazamiento

La planta se sitúa en el campo de Gibraltar de la provincia de Cádiz, integrada dentro de la Refinería CEPSA de Gibraltar-San Roque.

1.4. Obras del presente proyecto

En la instalación que se pretende acometer, se fijan una serie de obras y cualquier cambio en el planteamiento de la obra que implique un cambio sustancial respecto de lo proyectado deberá ponerse en conocimiento de la dirección técnica para que lo apruebe, si procede, y redacte el oportuno proyecto reformado.

Pero no todas estarán desarrolladas en el Pliego de Condiciones. Se entiende por obras accesorias, aquellas que por su naturaleza, no están previstas en todos sus detalles, sino a medida que avanza la ejecución de los trabajos. Las obras accesorias, se construirán según se vaya conociendo su necesidad. Cuando la importancia lo exija se construirán en base a otros proyectos adicionales que se redacten. En los casos de menor importancia se llevarán a cabo conforme a la propuesta que formule el Ingeniero Director de la Obra.

El Ingeniero Director de Obra tendrá plenas atribuciones para sancionar la idoneidad de los sistemas empleados, los cuales estarán expuestos para su aprobación de forma que, a su juicio, las obras o instalaciones que resulten defectuosas total o parcialmente, deberán ser

demolidas, desmontadas o recibidas en su totalidad o en parte, sin que ello dé derecho a ningún tipo de reclamación por parte del Adjudicatario.

1.5. Dirección de las obras

La Dirección de Obra es la única capacitada para la interpretación del Proyecto y para la proposición de órdenes complementarias que faciliten la ejecución del mismo.

La Dirección de Obra podrá ordenar, antes de la ejecución de las obras, las modificaciones de detalle del Proyecto que crea oportunas siempre que no altere las líneas generales de éste, no exceda la garantía técnica y sean razonables aconsejadas por eventualidades surgidas durante la ejecución de los trabajos o por mejoras que crea conveniente introducir.

La Propiedad, a quien pertenece los derechos del presente Proyecto, nombrará en su representación a un Ingeniero Químico, en quien recaerán las labores de dirección, control y vigilancia de las obras del mismo.

Todas las alteraciones técnicas o presupuestarias derivadas de estas posibles modificaciones serán aceptadas por el Contratista. El contratista es el encargado de ejecutar materialmente los trabajos, interpretando los planos de forma correcta. Éste deberá seguir las instrucciones del director de la obra en todo lo referente a calidad y acopio de materiales, ejecución de la obra, modificaciones del Proyecto, programa de trabajo y precauciones a adoptar.

El jefe de obra será plenamente responsable de la dirección y organización del trabajo, como también del manejo y control del personal del Contratista empleado para la ejecución de la obra. Una vez conseguidos todos los permisos, dará la orden de comenzar la obra.

El Contratista proporcionará toda clase de facilidades para que el Ingeniero Director pueda llevar a cabo su trabajo con la máxima eficacia. Éste no podrá alterar ninguna parte del Proyecto ni podrá hacer uso de los Planos y datos para distintos fines de los de esta obra.

1.6. Disposiciones aplicables

1.6.1. Disposiciones generales

- Ley de Contratos del Estado aprobado por Decreto 923/1965 de 8 de abril.
- Reglamento General de Contratación para aplicación de dicha Ley aprobado por Decreto 3354/1967 de 28 de diciembre.
- Reglamentación general de Contratación para la Aplicación de la Ley de Contratos del Estado.
- Ley de Ordenación y Defensa de la Industria Nacional.
- Legislación laboral vigente durante la ejecución de las obras.
- Disposiciones vigentes referentes a Seguridad e Higiene en el Trabajo.

1.6.2. Disposiciones particulares

- Normas de Abastecimiento de Agua y Saneamientos de la Dirección General de Obras Hidráulicas.
- Normas Básicas (NBE) y Tecnologías de Edificación (NTE).
- Instrucción EH-91 para el proyecto y ejecución de obras de hormigón en masa o armado.
- Instrucción EP-80 para el proyecto y la ejecución de obras en hormigón pretensado.
- Reglamento Electrotécnico de Alta y Baja Tensión y Normas MIBT complementarias.
- Normativa MIE-APQ-1 sobre Almacenamiento de Líquidos Inflamables y combustibles.

- Reglamento Técnico de distribución y utilización de combustibles gaseosos y sus instrucciones técnicas complementarias IDG 01 A 11.
- Reglamento sobre recipientes y aparatos a presión.
- Resolución General de Instrucciones para la Construcción de 31 de octubre de 1.966.

1.6.3. Normas UNE

Normas UNE (Normativa de la Asociación española de Normalización) que pueden afectar a los materiales, equipos y unidades de obra incluidos en el Proyecto.

1.6.4. Normas ISO

Normas ISO (Organización Internacional de Normalización) que pueden afectar a los materiales, equipos y unidades de obra incluidos en el Proyecto.

CAPÍTULO 2. CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA

2.1. Objeto

Este Pliego de Condiciones Técnicas comprende el conjunto de características que deberán cumplir los materiales empleados en la construcción, así como los técnicos de su colocación en la obra y los que deberán mandar en la ejecución de cualquier tipo de instalaciones y de obras accesorias y dependientes para la ejecución del presente Proyecto.

2.2. Obra Civil

2.1.1. Normas generales

Todos los materiales que entren en la formación de la obra, y para los cuales existan disposiciones oficiales que reglamenten la recepción, transporte, manipulación o empleo, deberán satisfacer las que estén en vigor durante la ejecución de las obras.

2.1.2. Agua

Las características del agua a emplear en morteros y hormigones, se comprobará antes de su utilización mediante la ejecución de las series completas o reducidas de ensayos que prescriba el directo de las obras.

2.2.3. Cemento

Los cementos a emplear satisfarán las condiciones exigidas en el vigente Pliego de Condiciones Técnicas. Se emplearán las recomendaciones y prescripciones de la Instrumentación para el proyecto y la Ejecución de obras de hormigón en masa o armado (EHE-99). En todo caso, los cementos a emplear deberán ser capaces de proporcionar a los hormigones las cualidades que a estos se les exige.

El cemento que se utiliza para la ejecución de la cimentación, obras de fábrica, será normal P-350, siempre que las características del terreno lo permitan. En caso contrario, se utilizarán cementos apropiados para cada ambiente, que den resistencias similares, y que deberán ser probados por el Director de las obras, previa la realización de las series completas o reducidas de ensayos que prescriba.

A su recepción en obra, cada partida de cemento, será sometida a una serie de cambios que serán indicados por el Director de las obras. Los resultados deberán merecer la aprobación de éste para poder utilizarse en obra de partida correspondiente.

El cemento se transportará en envases o depósitos adecuados y homologados y se almacenará en obra, de tal forma que permita el fácil acceso para la adecuada inspección o identificación de cada remesa, en un almacén o silo protegidos convenientemente contra la humedad del suelo y paredes.

Cuando una partida de cemento haya estado almacenada en obra durante un plazo igual o superior a 3 semanas, se repetirán los ensayos citados anteriormente. Estos ensayos se repetirán, cada 3 semanas hasta que se emplee el cemento.

En ambientes muy húmedos, el Director de las obras podrá acortar los indicados plazos de 3 semanas. El cemento será rechazado si deja de cumplir alguna de las condiciones que se les exigen en los ensayos que se han mencionado.

2.2.4. Áridos a emplear en hormigones y morteros

Los áridos gruesos y finos a emplear en la fabricación de hormigones, así como los áridos finos a emplear en la fabricación de

morteros cumplirán las prescripciones impuestas la Ejecución de Obras de Hormigón en masa o armado (EHE-99).

El coeficiente de forma del árido grueso, determinado, con arreglo al método de ensayo UNE-7.238, no debe ser inferior a quince centésimas (0,15). La pérdida de peso del árido grueso, no será superior al 12-18% al ser sometido a ciclos de tratamiento con soluciones de sulfato sódico o sulfato magnésico, respectivamente, de acuerdo con el método de ensayo UNE-7.136. En el caso del árido fino, la pérdida de peso no será superior al 10-15% al ser sometido al mismo ensayo, según UNE-7.136.

Los áridos una vez limpios y clasificados, se almacenarán de forma que no se mezclen con materiales extraños.

Los áridos finos serán almacenados en local cubierto de la lluvia. El almacenaje de cualquier clase de áridos, cuando no se efectúa en tolvas o silos, sino en piletas, deberá disponerse sobre una base a satisfacción del Director de obra, o en caso contrario, los 30 *cm* inferiores de la base de las piletas no se utilizarán, ni quitarán durante el tiempo que se vaya a utilizar la pila.

Se realizarán los ensayos correspondientes para cada partida de áridos de procedencia distinta debiendo realizarse una serie completa de ensayos, como mínimo, para cada tamaño de clasificación.

En el caso de áridos gruesos de la misma procedencia, se comprobará sistemáticamente la granulometría cada 50 m³ o fracción del árido grueso a emplear. Si se trata de áridos finos de la misma procedencia, se comprobará sistemáticamente la granulometría mediante un ensayo granulométrico cada 25 m³ o fracción del árido fino a emplear. Además se realizará un ensayo de determinación de materia orgánica (método de ensayo UNE-7.082) y un ensayo de determinación de finos (método de ensayo UNE- 7.135).

En todo caso, el Director de las obras podrá ordenar la realización de aquellos ensayos que considere necesarios para comprobar, antes de la utilización de los áridos, si se cumplen las características exigidas.

2.2.5. Productos de adición para morteros y hormigones

Salvo justificación especial, no se emplearán acelerantes de fraguado. En ningún tipo de aditivo se admitirá la existencia de cloruro cálcico.

No se utilizará ninguna clase de aditivos sin la autorización previa, expresa y escrita del Director de obras, quien deberá valorar adecuadamente la influencia de dichos productos en la resistencia del mortero y hormigón, durabilidad, compatibilidad con las armaduras de acero, aspectos de parámetros, etc. Para que el Director de obras pueda utilizar el empleo de un aditivo, el Contratista deberá realizar una serie completa que se pretenda utilizar. También aportará las referencias que exija el Director de las obras.

2.2.6 Morteros de cemento

Se define el mortero de cemento como la masa constituida por árido fino, cemento y agua. Eventualmente puede contener algún producto de adición para mejorar sus propiedades, siempre que se cumplan las condiciones descritas en el *apartado 2.2.5* de este Pliego.

2.2.7. Hormigones

Se definen como hormigones los materiales formados por mezcla de cemento, agua y árido grueso y eventualmente productos de adición, que al fraguar y endurecer, adquieren una notable resistencia.

Los hormigones cumplirán las condiciones exigidas en Instrucción EHE-99 para el proyecto y la ejecución de obras de hormigón en masa o armado. La dosificación de los distintos tipos de hormigón empleados, se obtendrá a través de ensayos previos, basados en unas dosificaciones provisionales, de acuerdo con lo vigente en la Norma EHE-99.

El Director de obras determinará, en cada tipo de hormigón, el número de ensayos que será preciso efectuar por m^3 de hormigón colocado en obra.

2.2.8. Acero para armaduras de hormigón armado

Se emplearán barras de alta adherencia de límite elástico aparente o convencional igual o superior a 4.200 Kg/m^2 . El acero de las barras de alta adherencia de los mallazos tendrá límite elástico aparente o convencional igual o superior a 5.000 Kg/m^2 . Se cumplirán las condiciones señaladas en el Artículo 9 de la Instrucción para el proyecto y la ejecución de obras de hormigón en masa o armado (EHE-99). Las superficies de los redondos, no presentarán asperezas susceptibles de herir a los operarios.

2.2.9. Ladrillos cerámicos

Se define como ladrillos cerámicos, las piezas formadas por la cocción, previo secado, de una mezcla de tierras arcillosas, de tal forma, que la proporción de su ancho a su longitud sea, aproximadamente y por defecto, de uno a dos quedando variable el grueso de la pieza. Deberán cumplir las siguientes condiciones:

- Serán homogéneos en toda la masa, no desmoronándose por frotamiento entre ellos.
- No presentarán hendiduras, grietas, oquedades, ni defecto alguno de este tipo.
- Deberán poderse cortar, con facilidad y sin destrozarse, al tamaño que se requiera.

- Tendrán sus caras planas, aristas vivas y finas, pudiendo presentar partículas vitrificadas y debidas a exceso de cochura, pero no se admitirá la presencia de arena y de impurezas que modifiquen el aspecto, durabilidad o resistencia mecánica.

2.2.10. Materiales eléctricos

Para el montaje eléctrico y el suministro de material, se seguirá el Reglamento para Baja Tensión, Decreto 2.413/1973 de 20 de septiembre, (BOE nº 242 de 9 de octubre) y las Instrucciones MIBT, Orden de 31 de octubre de 1973, (BOE nº 310 de 27 de diciembre).

2.2.11. Pinturas

Se exigirán los correspondientes certificados de homologación de Organismos Oficiales.

Los vehículos de las pinturas estarán exentos de colofonía y sus derivados, así como de resinas fenólicas. Las pinturas no contendrán benzol, derivados clorados, ni cualquier otro disolvente de reconocida toxicidad.

Las pinturas se recibirán en obra en recipientes precintados y deberán tomarse todas las precauciones necesarias para su buena conservación. Los recipientes se abrirán en el momento de su empleo, comprobándose la integridad de sus precintos. Se rechazará todo recipiente cuyo precinto esté roto, así como aquellos cuyo contenido no esté de acuerdo con la muestra depositada, que sirvieron para la aceptación provisional de los tipos. Las pinturas anticorrosivas deberán poseer un certificado que garantice la protección de superficies metálicas atacables, en condiciones de agresividad ambiental media, por un período mínimo de 3 años para una aplicación de dos manos.

Todas las pinturas que hayan de estar en contacto con agua potable, deberán ser inertes y no producir en ella ninguna alteración de las cualidades organolépticas, físicas, químicas o bacteriológicas.

2.2.12. Materiales no especificados en el presente capítulo

Los demás materiales que se emplean en las obras objeto de este proyecto, y que no hayan sido específicamente tratados en el presente capítulo, serán de probada calidad entre los de su clase, en armonía con las aplicaciones que hayan de recibir y con las adecuadas características que exige su correcta conservación, utilización y servicio.

En todo caso, estos materiales serán sometidos al estudio y aprobación, si procede, el Director de Obras, quién podrá exigir cuantos catálogos, referencias, muestras, informes y certificados que los correspondientes fabricantes estimen necesarios.

2.3. Instalación de los equipos

2.3.1. Descripción de la maquinaria a instalar

En la Memoria y Presupuesto del presente Proyecto, se especifica con todo detalle los equipos a instalar.

2.3.2. Condiciones que deberá cumplir los equipos

Todas las partes de la maquinaria que deben estar en contacto con los elementos a tratar, serán de material inalterable, con superficie lisa y de fácil limpieza. De la misma manera, el exterior de la maquinaria deberá estar esmaltado o cubierto de material inalterable y sin ángulos entrantes que impidan una limpieza perfecta.

Si en condiciones de trabajo normales un equipo, con fuerza de acondicionamiento suficiente y manejo de acuerdo con las instrucciones, no diera el rendimiento garantizado, se comunicará a la casa vendedora para que comunique las deficiencias y haga las modificaciones oportunas. Si estas deficiencias no fueran subsanadas, la casa se hará cargo de la maquinaria, puesta embalada en la estación más próxima a la residencia del cliente, devolviendo el mismo importe que haya pagado, o suministrándole a elección de éste, en sustitución de la maquinaria retirada, otra de rendimiento correcto.

2.3.3. Transporte y montaje

Serán de cuenta de la casa suministradora el transporte, embalaje, derechos de aduanas, riesgos, seguros e impuestos hasta que la maquinaria se encuentre en el lugar de su emplazamiento. El montaje será por cuenta de la casa vendedora, si bien el promotor proporcionará las escaleras, instalación eléctrica, herramienta gruesa y material de albañilería, carpintería y cerrajería necesaria para el montaje, así como personal auxiliar para ayudar al especializado que enviará la empresa suministradora.

2.3.4. Plazos de entrega

El plazo que para la entrega de maquinaria pacte el promotor con el vendedor de la misma, no podrá ser ampliado más que por causa de fuerza mayor, como huelgas, *lock out*, etc.

2.3.5. Pruebas de maquinaria

Será por cuenta de la entidad vendedora suministrar los aparatos y útiles precisos para ejecutar las pruebas de las máquinas y verificar las comprobaciones necesarias, siendo de su cuenta los gastos que originen éstas.

2.3.6. Plazo de garantía

Por cada equipo, se establecerá una fecha de prueba con el objeto de poder efectuar la recepción provisional, para el plazo mínimo de garantía de un año, en el cual su funcionamiento ha de ser perfecto, comprometiéndose la empresa suministradora a reponer por su cuenta las piezas que aparezcan deterioradas a causa de una defectuosa construcción o instalación y a subsanar por su cuenta las anomalías o irregularidades de funcionamiento que impidan su uso normal.

CAPÍTULO 3. CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA

3.1. Disposiciones generales

El Pliego de Condiciones Facultativas describe y regula las relaciones entre la Contrata, la Propiedad y la Dirección Facultativa derivada de la ejecución técnica de las obras.

Se consideran las siguientes disposiciones generales:

- Reglamento de contratación de competencias locales.
- Ley, Reglamento y Pliego de contrataciones del Estado.
- Pliego de Cláusulas económico-administrativas particulares.
- Ley de contrato de trabajo y disposiciones vigentes que regulan las relaciones patrón-obrero.
- Ordenanza Laboral de Seguridad e Higiene en el trabajo, así como cualquier otra que con carácter general se dicte.

En caso de contradicción entre estas disposiciones y el presente Pliego prevalecerá lo contenido en éste.

3.2. Derechos y obligaciones del contratista

3.2.1. Medidas de seguridad

El Contratista deberá atenerse a las disposiciones vigentes sobre Seguridad e Higiene en el Trabajo. Como elemento primordial de seguridad se establecerá toda la señalización necesaria, tanto durante el desarrollo de las obras, como durante su explotación, haciendo referencias bien a peligros existentes o a las limitaciones de las estructuras. Para ello se utilizarán, cuando existan, las correspondientes señales vigentes establecidas por el Ministerio de Fomento y en su defecto, por otros Departamentos Nacionales y Organismos Internacionales.

3.2.3. Subcontratistas

El Contratista podrá dar a subcontrata cualquier parte de la obra, pero con la previa autorización del Director de las Obras. La obra que el Contratista pueda dar a destajo no podrá exceder del 25% del valor total del Contrato, salvo autorización expresa del Director de las Obras. El Director de las Obras, está facultado para decidir la exclusión de un subcontratista por ser incompetente o no reunir las condiciones necesarias.

Comunicada esta decisión al Contratista, este deberá tomar las medidas precisas e inmediatas para la rescisión de este trabajo.

3.2.4. Residencia del contratista

Desde el comienzo de las obras, hasta su recepción definitiva, el Contratista o un representante suyo autorizado deberán residir en un punto próximo al de la ejecución de los trabajos y no podrá ausentarse sin previo conocimiento del Ingeniero Director y notificándole expresamente, la persona que, durante su ausencia le ha de representar en todas sus funciones.

Se considerarán válidas las notificaciones que se efectúen al individuo más caracterizado o de mayor categoría técnica de los empleados u operarios.

3.2.5. Gastos de carácter general a cargo del Contratista

Serán a cuenta del Contratista los gastos que originen el replanteo general de las obras o su comprobación y los replanteos parciales de las mismas, los de construcciones auxiliares, los de alquiler o adquisición de terrenos para depósitos de maquinaria y materiales, los de protección de materiales y de la propia obra contra todo deterioro, daño o incendio cumpliendo los requisitos vigentes para el almacenamiento de explosivos y

carburantes, los de limpieza de desperdicios y basuras, los de construcción y conservación de caminos provisionales para desvío del tráfico y demás recursos necesarios para proporcionar seguridad dentro de las obras, los de retirada de los materiales rechazados y corrección de las deficiencias observadas y puesta de manifiesto por los correspondientes ensayos y pruebas y, por último, los de apertura o habilitación de los caminos precisos para el acceso y transporte de materiales al lugar de las obras.

Igualmente serán a cuenta del Contratista, los gastos originados por los ensayos de materiales y de control de ejecución de las obras que disponga el Director de las obras, en tanto que el importe de dichos ensayos no sobrepase el 1% del presupuesto de adjudicación de las obras.

En los casos de resolución del Contrato, tanto por la finalización de la obra como por cualquier otra causa que lo motive, serán a cuenta del Contratista, los gastos originados en la liquidación, así como los de retirada de los medios auxiliares empleados o no en la ejecución de las obras.

3.2.6. Reclamaciones contra las órdenes de dirección

Las reclamaciones que el Contratista quiera hacer contra las órdenes del Ingeniero Director solo podrá presentarlas a través del mismo ante la Propiedad, si son de orden económico y de acuerdo con las condiciones estipuladas en los Pliegos de Condiciones correspondientes.

Contra disposiciones de orden técnico o facultativo del Ingeniero Director, no se admitirá reclamación alguna, pudiendo el Contratista salvar su responsabilidad, si lo estima oportuno, mediante exposición razonada, dirigida al Ingeniero Director, el cual podrá limitar su contestación al acuse de recibo que, en todo caso, será obligatorio para este tipo de reclamaciones.

3.2.7. Despido por insubordinación o incapacidad

Por falta del cumplimiento de las instrucciones del Ingeniero Director o sus subdelegados encargados de la vigilancia de las obras por manifiesta incapacidad o por actos que comprometan y perturben la marcha de los trabajos, el Contratista tendrá obligación de sustituir a sus dependientes y operarios, cuando el Ingeniero Director lo reclame.

3.2.8. Documentos que puede solicitar el Contratista

El Contratista tiene derecho a sacar copias a su costa, de los Pliegos de Condiciones, Presupuestos y demás documentos de la propiedad. El Ingeniero Director de la Obra, si el Contratista solicita éstos, autorizará las copias después de contratadas las obras.

3.2.9. Rescisión del Contrato

La rescisión, si se produjera, se regirá por el Reglamento General de Contratación para la aplicación de la Ley de Contratos del Estado, por el Pliego de Cláusulas Administrativas Generales y demás disposiciones vigentes. En caso de rescisión por incumplimiento del Contrato por parte del Contratista, los medios auxiliares de éste podrán ser utilizados gratuitamente, por la entidad a cuyo cargo se realizan las obras, para la terminación de las mismas. Todos estos medios auxiliares quedarán en poder del Contratista, una vez terminadas las obras, quien no tendrá derecho a reclamación alguna por los desperfectos a que su utilización haya dado lugar.

3.3. Ejecución de las obras

3.3.1. Libro de órdenes

En la oficina de la obra, tendrá el contratista el libro de órdenes, donde se anotarán las que el Ingeniero Director de obra precise dar en el transcurso de la obra.

El cumplimiento de las órdenes expresadas en dicho libro es tan obligatorio para el contratista como las que figuran en el pliego de condiciones.

3.3.2. Comienzo de los trabajos

Obligatoriamente y por escrito, deberá el Contratista dar cuenta al Ingeniero Director del comienzo de los trabajos, veinticuatro horas antes de su iniciación.

El Adjudicatario comenzará las obras dentro del plazo de 15 días desde la fecha de adjudicación. Dará cuenta al Ingeniero Director del día en que se propone iniciar los trabajos, debiendo éste dar acuse de recibo.

3.3.3. Modificaciones en el Proyecto

El Director de las obras, podrá introducir en el proyecto, antes de empezar las obras o durante su ejecución, las modificaciones que sean precisas para la normal construcción de las mismas, aunque no se hayan previsto en el proyecto, y siempre que lo sean sin separarse de su correcta interpretación.

Todas estas modificaciones serán obligatorias para el Contratista siempre que, con los precios del contrato, no alteren el Presupuesto de Adjudicación en más de los porcentajes previstos en la Ley de Contratos

del Estado y su reglamento de Aplicación vigentes, tanto por exceso como por defecto. En este caso, el Contratista no tendrá derecho a ninguna variación en los precios, ni a las indemnizaciones de ningún género por supuestos perjuicios que le puedan ocasionar las modificaciones en el número de unidades de obra o en plazo de ejecución.

3.3.4. Trabajos y materiales defectuosos

Cuando el Ingeniero Director o su representante en la obra adviertan vicios o defectos en los trabajos efectuados, o que los materiales empleados, o los equipos colocados no reúnen las condiciones preceptuadas, ya sea en el curso de la ejecución de los trabajos, o finalizados éstos y antes de verificarse la recepción definitiva de la obra, podrán disponer que las partes defectuosas sean demolidas y reconstruidas de acuerdo con lo contratado, y todo ello a expensas de la contrata.

No se procederá al empleo y colocación de los materiales y de los equipos sin que antes sean examinados y aceptados por el Ingeniero Director, en los términos que prescriben los Pliegos de Condiciones, depositando al efecto el Contratista, las muestras y modelos necesarios para efectuar con ellos comprobaciones, ensayos o pruebas preceptuadas en el Pliego de Condiciones, vigente en la obra.

3.3.5. Conservación de las obras durante la ejecución y durante el plazo de garantía

El Contratista queda comprometido a conservar por su cuenta, hasta que sean recibidas provisionalmente, todas las obras que integran el Proyecto. Asimismo, queda obligado a la conservación de las obras durante el plazo de garantía de un año, a partir de la fecha de recepción provisional. Durante este plazo deberán realizarse cuantos trabajos sean precisos para mantener las obras ejecutadas en perfecto estado.

3.4. Recepción

3.4.1. Ensayos y reconocimientos

Los ensayos y reconocimientos verificados por el Director de las obras o por sus delegados durante la ejecución de sus trabajos, no tienen otro carácter que el de simples antecedentes para la recepción. Por lo tanto, la admisión de materiales o elementos de la obra, antes de la recepción definitiva, no atenúa las obligaciones que contrae el Contratista de subsanar o reponer, si las obras o instalaciones resultasen inaceptables, parcial o totalmente, en el reconocimiento final y pruebas de recepción.

3.4.2. Pruebas que deben efectuarse antes de las recepciones

Antes de verificar la recepción provisional se someterán todas las pruebas de resistencia, estabilidad y funcionamiento con arreglo al programa que redacte el Director de las obras. Se contrastará el perfecto funcionamiento antes de ser recibidas provisionalmente por las obras.

Una vez transcurrido el plazo de garantía, antes de proceder a la recepción definitiva, se comprobará que todos los elementos de las obras siguen un perfecto funcionamiento.

3.4.3. Plazo de ejecución y plazo de garantía

El plazo de ejecución de las obras se fijará en el Pliego de Cláusulas Administrativas Particulares. El plazo de garantía que ha de mediar entre la recepción provisional y la recepción definitiva de las obras, será de un año contando a partir de la fecha del Acta de Recepción Provisional.

3.4.4. Recepción provisional

Terminado el plazo de ejecución se procederá a las pruebas prescritas en el *apartado 3.4.2* del mismo capítulo y al reconocimiento detallado de las obras. Si todos los resultados son positivos se realizará la recepción provisional de las obras mediante acta redactada de acuerdo con las disposiciones vigentes.

3.4.5. Recepción definitiva

Terminado el plazo de garantía se procederá, como en el caso de recepción provisional, a las pruebas y al reconocimiento detallado de las obras, recibéndolas definitivamente o no, según su estado y procediendo de igual forma y con análogas consecuencias.

3.4.6. Liquidación de las obras

Una vez efectuada la recepción provisional, se procederá a la medición general de las obras, que ha de servir para la valoración final de las mismas. La liquidación de las obras se llevará a cabo después de realizada la recepción definitiva, descontando el importe de las reparaciones y obras de conservación que se hayan producido durante el plazo de garantía en el caso de que el Contratista no las hubiese realizado por su cuenta.

También se descontarán los gastos de retirada de todas las instalaciones, materiales, etc., en el caso de que el Contratista no lo hubiese hecho por su cuenta, en el plazo de 30 días a partir de la fecha del Acta de Recepción Provisional.

3.4.7. Incomparecencia del Contratista en las recepciones

Si el Contratista, o su representante, no compareciesen el día y hora señalados por el Director de las obras para ejecutar las pruebas y el reconocimiento previo a una recepción, se le volverá a citar y, si tampoco esta segunda vez asiste, se harán las pruebas y el reconocimiento en su ausencia, haciéndola constar así en el Acta a la que se adjuntará el acuse de recibo de la citación.

3.4.8. Permisos y licencias

El Contratista deberá obtener a su costa, todos los permisos y licencias necesarios para la ejecución de las obras, con excepción de los correspondientes a la obtención de los terrenos donde se ubicarán las obras.

3.4.9. Responsabilidad del Contratista con terceros

Será responsable el Contratista, hasta la recepción definitiva, de los daños y perjuicios a terceros como consecuencia de los actos, omisiones y negligencias del personal a su cargo o de una deficiente organización de las obras. El Contratista será responsable de todos los objetos que se encuentren o descubran durante la ejecución de las obras y deberá dar cuenta inmediata de los hallazgos al Director de las obras y colocarlos bajo su custodia, estando obligado a solicitar de los Organismos Públicos y Empresas de servicios, la información referente a las instalaciones subterráneas que puedan ser dañadas por las obras.

CAPÍTULO 4. CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA

4.1. Principio general

Todos los que intervienen en el proceso de construcción tienen derecho a percibir puntualmente las cantidades devengadas por su correcta actuación, con arreglo a las condiciones contractualmente establecidas.

La Propiedad, el Contratista y, en su caso, los técnicos pueden exigirse recíprocamente las garantías adecuadas al cumplimiento puntual de sus obligaciones de pago.

4.2 Fianzas

El contratista prestará fianza con arreglo a alguno de los siguientes procedimientos según se estipule:

- a) Depósito previo, en metálico, valores, o aval bancario, por importe entre el 4% y el 10% del precio total de contrata.
- b) Mediante retención en las certificaciones parciales o pagos a cuenta en igual proporción.

4.2.1. Ejecución de trabajos con cargo a la fianza

Si el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para ultimar la obra en las condiciones contratadas, el Ingeniero Director, en nombre y representación del propietario, los ordenará ejecutar a un tercero o podrá realizarlos directamente por administración, abonando su importe con la fianza depositada, sin perjuicio de las acciones a que tenga derecho el propietario, en el caso de que el importe de la fianza no bastara para cubrir el importe de los gastos efectuados en las unidades de obra que no fuesen de recibo.

4.2.2. Devolución de fianzas

La fianza retenida será devuelta al Contratista en un plazo que no excederá de 30 días una vez firmada el acta de recepción definitiva de la obra. La Propiedad podrá exigir que el contratista le acredite la liquidación y finiquito de sus deudas causadas por la ejecución de la obra, tales como salarios, suministros, subcontratos, etc.

4.2.3 Devolución de la fianza en el caso de efectuarse recepciones parciales

Si la propiedad, con la conformidad del Ingeniero Director, accediera a hacer recepciones parciales, tendrá derecho el Contratista a que se le devuelva la parte proporcional de la fianza.

4.3. Los precios

4.3.1. Composición de los precios unitarios

El cálculo de los precios de las distintas unidades de obra es el resultado de sumar los costes directos, los indirectos, los gastos generales y el beneficio industrial.

4.3.1.1. Costes directos

Son costes directos:

- La mano de obra, con sus pluses y cargas y seguros sociales, que interviene directamente en la ejecución de la unidad de obra.
- Los materiales, a los precios resultantes a pie de obra, que queden integrados en la unidad.
- Los equipos y sistemas técnicos de seguridad y salud para la prevención y protección de accidentes y enfermedades profesionales.
- Los gastos de personal, combustible, energía, etc.

- Los gastos de amortización y conservación de la maquinaria.

4.3.1.2. Costes indirectos

Son costes indirectos los gastos de instalación de oficinas a pie de obra, comunicaciones, edificación de almacenes, talleres, pabellones temporales para obreros, laboratorios, seguros, etc., los del personal técnico y administrativo adscrito exclusivamente a la obra y los imprevistos. Todos estos gastos, se cifrarán en un porcentaje de los costes directos.

4.3.1.3. Gastos generales

Los gastos generales de empresa, gastos financieros, cargas fiscales y tasas de la administración, legalmente establecidas. Se cifrarán como un porcentaje de la suma de los costes directos e indirectos (en los contratos de obras de la administración pública este porcentaje se establece entre un 13% y un 17%).

4.3.1.4. Beneficio industrial

El beneficio industrial del contratista se establece en el 6% sobre la suma de las anteriores partidas en obras para la administración.

4.2.1.5. Precio de ejecución material

Se denominará precio de ejecución material el resultado obtenido por la suma de los anteriores conceptos a excepción del beneficio industrial.

4.2.1.6. Precio de contrata

El precio de contrata es la suma de los costes directos, los indirectos, los gastos generales y el beneficio industrial. El IVA se aplica sobre esta suma (precio de contrata) pero no integra el precio.

4.3.2. Precios de contrata. Importe de contrata

Se entiende por Precio de Contrata al coste total de la unidad de obra, es decir, el precio de Ejecución material, más el tanto por ciento sobre este último precio en concepto de Beneficio Industrial del Contratista. El Beneficio se estima normalmente en 6 %, salvo que en las condiciones particulares se establezca otro distinto.

4.3.3. Precios contradictorios

Se producirán precios contradictorios sólo cuando la Propiedad por medio del Ingeniero decida introducir unidades o cambios de calidad en alguna de las previstas, o cuando sea necesario afrontar alguna circunstancia imprevista. El Contratista estará obligado a efectuar los cambios.

A falta de acuerdo, el precio se resolverá contradictoriamente entre el Ingeniero y el Contratista antes de comenzar la ejecución de los trabajos y en el plazo que determine el Pliego de Condiciones Particulares.

4.3.4. Reclamaciones de aumento de precios por causas diversas

Si el Contratista, antes de la firma del contrato, no hubiese hecho la reclamación u observación oportuna, no podrá bajo ningún pretexto de error u omisión reclamar aumento de los precios fijados en el cuadro correspondiente del presupuesto que sirva de base para la ejecución de las obras.

4.3.4. Elementos comprendidos en el Presupuesto

Al fijar los precios de las diferentes unidades de obra en el Presupuesto, se ha tenido en cuenta el importe de andamios, vallas, elevación y transporte del material, es decir, todos los correspondientes a medios auxiliares de la construcción, así como toda clase de indemnizaciones, impuestos, multas o pagos que tengan que hacerse por cualquier concepto, con los que se hallen gravados o se graven los materiales o las obras por el Estado, Provincia o Municipio. Por esta razón no se abonará al contratista cantidad alguna por dichos conceptos.

En el precio de cada unidad de obra también van comprendidos los materiales y operaciones necesarias para dejar la obra completamente terminada y en disposición de recibirse.

4.4. Valoración y abono de los trabajos

4.4.1. Formas de abono de las obras

Según la modalidad elegida para la contratación de las obras, y salvo que en el pliego de condiciones económicas se preceptúe otra cosa, el abono de los trabajos se efectuará así:

- Tipo fijo o tanto alzado total. Se abonará la cifra previamente fijada como base de la adjudicación.
- Tipo fijo o tanto alzado por unidad de obra. Este precio por unidad de obra es invariable y se encuentra fijado de antemano, pudiendo variar solamente el número de unidades ejecutadas.
- Tanto variable por unidad de obra. Según las condiciones en que se realice y los materiales diversos empleados en su ejecución de acuerdo con las órdenes del arquitecto director.
- Por listas de jornales y recibos de materiales, autorizados en la forma que el presente pliego de condiciones económicas determina.

- Por horas de trabajo, ejecutado en las condiciones determinadas en el contrato.

4.4.2. Relaciones valoradas y certificaciones

En cada una de las épocas o fechas que se fijen en el contrato o en los pliegos de condiciones particulares que rijan en la obra, formará el contratista una relación valorada de las obras ejecutadas durante los plazos previstos, según la medición que habrá practicado el aparejador.

4.5. Indemnizaciones mutuas

4.5.1. Indemnización por retraso del plazo de terminación de las obras

La indemnización por retraso en la terminación se establecerá en un tanto por mil del importe total de los trabajos contratados, por cada día natural de retraso, contados a partir del día de terminación fijado en el calendario de obra, salvo lo dispuesto en el pliego del presente proyecto.

4.5.2. Demora de los pagos por parte del propietario

Si el propietario no efectuase el pago de las obras ejecutadas, dentro del mes siguiente al que corresponde el plazo convenido, el contratista tendrá además el derecho de percibir el abono de un 5% anual (o el que se defina en el pliego particular), en concepto de intereses de demora, durante el espacio de tiempo del retraso y sobre el importe de la mencionada certificación.

Si aún transcurrieran 2 meses a partir del término de dicho plazo de 1 mes sin realizarse dicho pago, tendrá derecho el contratista a la resolución del contrato, procediéndose a la liquidación correspondiente de las obras ejecutadas y de los materiales acopiados.

CAPÍTULO 5. CONDICIONES PARTICULARES DE LOS EQUIPOS

5.1. Intercambiadores de calor y reactores

Las dimensiones de los intercambiadores, así como sus características geométricas (tipo según TEMA, número de tubos, longitud, diámetro y espaciado de los mismos, número de pasos, etc.) serán los determinados en la “memoria de cálculo”.

Tanto si son trasladados montados al lugar de emplazamiento, como si lo son por partes, el equipo o sus partes serán protegidos adecuadamente contra la lluvia, el polvo, los golpes o las deformaciones. Si desde que los equipos son recibidos desde el taller del fabricante hasta que son montados en el terreno ha de transcurrir un periodo de tiempo que la dirección técnica considere razonablemente largo, serán almacenados bajo techo en un lugar seco, y se tomarán precauciones para que no sufran contaminación, oxidación excesiva, acumulación de humedad o suciedad, así como golpes o deterioros.

El ingeniero director supervisará los equipos antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar dicho rechazo.

En el lugar de emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para permitir la extracción del haz y los desmontajes de bridas y cabezales durante las paradas. Durante la instalación de los haces se protegerán estos con láminas de madera o metal, sujetadas mediante cables a pares de tubos de dichos haces. El haz se apoyará sobre las placas tubulares o sobre los deflectores, y nunca sobre los propios tubos. El alzado se hará mediante bandas trenzadas, y se tendrá especial cuidado de que los haces no sufran deformaciones.

Previa puesta en marcha, se harán las comprobaciones y operaciones necesarias para el correcto funcionamiento de los equipos a presión.

5.2. Tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles estarán diseñados acordes al código API-ASME.

El material de los accesorios y equipos de los tanques de almacenamiento deben tener características mecánicas al menos iguales a las del propio tanque, y debe proyectarse y montarse de tal modo que no exista riesgo de estar sometida a tensiones anormales en caso de dilatación o asentamiento del suelo.

Las válvulas acopladas a los tanques de líquidos inflamables y combustibles serán de acero e irán conectadas mediante tubuladuras soldadas directamente al tanque.

Las tubuladuras o conexiones entre el tanque y sus válvulas serán rígidas y su diseño corresponderá a las normas utilizadas para el tanque. El cuerpo inferior del tanque no llevará más aberturas que las correspondientes a las bocas de inspección, limpieza, entrada y salida de productos, purga y drenaje y, si se requiere, para la línea de calentamiento.

En su cubierta irán instalados los venteos abiertos de presión, producida por la aspiración o impulsión del fluido que lo contenga al bombearse éste, y las bocas de inspección, sondeo y niveles.

Los tanques serán sometidos a prueba hidrostática, llenos de agua, a la temperatura ambiente; la prueba se mantendrá durante el tiempo necesario para examinar el tanque y observar si existen fugas o se producen deformaciones o asentamientos del terreno que puedan suponer un riesgo en su utilización.

5.3. Disposición y separación de tanques de almacenamiento

Los depósitos cilíndricos son los destinados para el almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles. Para el cálculo de la separación entre tanques se tomará siempre en consideración el diámetro del tanque mayor.

5.4. Cubetos de retención

Los tanques de superficie para almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles deberán disponer de un cubeto de retención. La capacidad del cubeto será igual al volumen máximo de líquido que puede contener el tanque de mayor tamaño dentro del cubeto.

5.4.1. Construcción y disposición de los cubetos

La altura de los muros, referida al nivel exterior de las vías de acceso al cubeto, no deberá sobrepasar los 0,5 metros en la mitad de la periferia del cubeto o en la totalidad de la parte del cubeto adyacente a vías de comunicación, si esta última fuese menor que la anterior.

Los cubetos deben estar rodeados, al menos, en una cuarta parte de su periferia por calles o vías interiores que deberán tener una anchura mínima de cuatro metros y una altura libre de cuatro metros y medio como mínimo. Para evitar roturas, en particular en caso de incendio, las paredes de los cubetos estarán constituidas por muros de hormigón no combustible resistentes a la presión de los líquidos eventualmente derramados. Las paredes de las esquinas deberán estar reforzadas.

La pendiente del fondo de los cubetos será como mínimo del 1 por 100. Las paredes laterales de los cubetos deben ser impermeables. Los cubetos deben estar provistos de drenajes de aguas sin contaminar. Éstos consistirán en una tubería de 100 mm de diámetro mínimo que atraviese el murete del cubeto en el punto más bajo del mismo, provista de una válvula en la parte exterior del cubeto que estará normalmente cerrada y que

permitirá la evacuación de las aguas de lluvia y las de refrigeración de los tanques a la red de aguas pluviales.

Se prohíbe el empleo permanente de mangueras flexibles. Su utilización se limitará a operaciones excepcionales de corta duración.

Las tuberías que no estén enterradas no deben atravesar más cubeto que el del tanque, o los tanques, a los que estén conectadas; deben salir del cubeto lo más directamente posible.

El paso de las tuberías a través de las paredes de los cubetos deberá hacerse de forma que la estanqueidad quede asegurada mediante dispositivos de material no combustible. El paso a través de los muros de hormigón debe permitir la libre dilatación de las tuberías.

Las bombas para trasiego deben estar situadas al exterior de los cubetos de retención.

5.5. Bombas

Las bombas serán iguales a aquéllas con las que formen pareja y junto a las que conformen un grupo de bombeo, estando diseñadas según las normas API 610 para bombas de proceso, y permaneciendo en reserva durante la operación normal de la unidad.

Las bombas se suministrarán con la correspondiente bancada, sobre la que se montará el conjunto bomba–motor. La bancada estará constituida por perfiles de acero, dimensionada de forma que soporte los esfuerzos de arranque, y garantizará la estabilidad del conjunto bomba–motor.

Cada bomba será instalada dejando una pendiente para la evacuación de posibles derrames. Esta pendiente se dirigirá hacia el lado opuesto del motor.

El contratista presentará al Ingeniero Director los planos y memorias descriptivas de las bombas a emplear, acompañados de los correspondientes certificados de pruebas de sobrecarga, rodaje, etc., efectuadas en el taller del fabricante.

5.6. Tuberías de líquidos inflamables, combustibles y productos químicos

Las tuberías para la conducción líquidos inflamables y combustibles y productos químicos serán de acero en tramos de la mayor longitud posible unidos por soldadura o mediante bridas.

Se admitirán otros materiales siempre que se ajusten, en tanto no existan normas nacionales, a las especificaciones de las normas de reconocido prestigio internacional, aceptadas por el Ministerio de Industria, Energía y Turismo.

Las tuberías para transporte y trasiego de líquidos inflamables y combustibles y productos químicos se montarán en haces paralelos, dejando entre ellas una distancia tal que anule la posible influencia mutua.

Los haces de tuberías pueden ser aéreos, apoyados sobre durmientes en el suelo, enterrados o alojados en fosos.

Los haces de tuberías aéreas se apoyarán sobre pilares o pórticos contruidos de hormigón armado o con perfiles estructurales de acero laminado unidos por soldadura, tornillos o roblones. Su altura mínima será de 2,20 metros en zonas de paso de peatones y de 4,50 metros en los cruces de calles interiores.

Las tuberías apoyadas en durmientes sobre el terreno se mantendrán limpias de maleza de modo que haya siempre espacio libre entre ellas y el suelo.

Las tuberías enterradas se tendrán de forma que la profundidad entre la generatriz superior de los tubos y la superficie del suelo sea al menos de 60 centímetros y, en cualquier caso, la suficiente para proteger la canalización de los esfuerzos mecánicos exteriores a que se encuentren sometidas, teniendo en cuenta la constitución del suelo y las protecciones adicionales utilizadas. Cuando la zanja se excave en el suelo rocoso, se hará un lecho de material blando, no corrosivo, para que no se dañen los tubos o su revestimiento. Las tuberías de acero enterradas serán protegidas contra la corrosión galvánica o por la humedad del terreno mediante revestimientos o protección catódica.

5.7. Instrumentación

Las válvulas de control serán las adecuadas para las condiciones establecidas en el presente Proyecto, y se procurará que queden instaladas siguiendo las recomendaciones de la norma API RP 550.

5.8. Protección y medidas contra incendios

5.8.1. Protección personal

En la planta de proceso y en cualquier punto donde pueda existir el peligro de quemaduras de personal, existirán mantas ignífugas debidamente repartidas.

En un lugar adecuado de la planta existirán, para el personal encargado de la lucha contra incendios, trajes de aproximación al fuego, equipos respiratorios, guantes, gafas y demás elementos protectores.

5.8.2. Protección de las unidades

Se asegurara por medio de dispositivos fijos o móviles que proyecten uno o varios productos extintores apropiados, tales como agua pulverizada, espuma, vapor, polvo, etc.

Las instalaciones de protección fijas de accionamiento automático, deberán de poderse accionar igualmente de manera manual, situados los mandos en un lugar debidamente alejado de la instalación que protegen.

5.9. Instalaciones, materiales y equipos eléctricos

Todas las instalaciones, materiales y equipos eléctricos cumplirán las exigencias de los reglamentos electrotécnicos de alta y baja tensión que les afecten.

La acometida general para el suministro de energía eléctrica podrá ser una línea eléctrica aérea, siempre que no atraviesen ningún "área de instalación" de las definidas en el Proyecto.

La protección contra efectos de la electricidad estática y las corrientes que puedan producirse por alguna anomalía se establecerá mediante la puesta a tierra de todas las masas metálicas.

Para la protección contra el rayo y la puesta a tierra deberán cumplir lo establecido en la normativa vigente.

5.10. Alumbrado

La iluminación general de las instalaciones cumplirá las exigencias de la Ordenanza General de Seguridad e Higiene en el Trabajo. El sistema de alumbrado se diseñará de forma que proporcione una distribución y un nivel de iluminación razonablemente uniforme.

CAPÍTULO 6. NORMATIVA APLICADA

- ∴ Ley de Prevención de Riesgos Laborales 31/1995, de 8 de noviembre, publicada en el B.O.E. nº 269, de 10 de noviembre de 1995.
- ∴ R.D. 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y de salud en las obras de construcción.
- ∴ R.D. 485/1997, de 14 de abril, sobre las disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.
- ∴ R.D. 486/1997, de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo.
- ∴ R.D. 773/1997, de 30 de mayo, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.
- ∴ R.D. 1215/1997 de 18 de julio, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la utilización por los trabajadores de los equipos de trabajo.
- ∴ R.D. 614/2001, de 8 de junio, sobre disposiciones mínimas para la salud y seguridad de los trabajadores frente al riesgo eléctrico.
- ∴ R.D. 1316/1989, de 27 de octubre, sobre protección de los trabajadores frente a los riesgos derivados de la exposición al ruido durante el trabajo.
- ∴ Decreto 3565/1972 del 23 de diciembre por el que se establecen las Normas Tecnológicas de la Edificación (NTE).

- ∴ Decreto por el que se establecen las Normas Básicas en la Edificación (NBE).
- ∴ R.D. 2661/1.998 de 11 de diciembre, por el que se establece la Instrucción de Hormigón Estructural (E.H.E).
- ∴ Normativa U.N.E.
- ∴ Decreto 2413/1973 del 20 de septiembre por el que se aprueba el Reglamento Electrotécnico para Baja Tensión.
- ∴ Real Decreto 1244/1979 del 4 de abril por el que se aprueba el Reglamento de aparatos a Presión.
- ∴ Real Decreto 668/1980 del 8 de febrero sobre almacenamiento de productos químicos.
- ∴ Orden del 31 de mayo de 1982 por la que se aprueba la ITC MIEAP5 sobre extintores de incendios.
- ∴ Real Decreto 786/2001, de 6 de julio, por el que se aprueba el Reglamento de Seguridad contra incendios en los establecimientos industriales.
- ∴ 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.

DOCUMENTO 4: PRESUPUESTO

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

Este documento tiene como objeto la estimación del presupuesto general de ejecución del Proyecto Fin de Carrera “Diseño de un Reactor Químico para la Síntesis de Benceno”.

Este proyecto se enmarca dentro de la primera línea de producción de una planta donde se lleva a cabo el proceso completo de Hidrodesalquilación Térmica del tolueno (HDA).

Para obtener el presupuesto, se va a tener en cuenta el coste de compra de las unidades principales del proceso y los costes auxiliares asociados a cada uno de sus equipos considerando tuberías, instrumentación, obra civil, etc., como se detallará en el capítulo siguiente.

El concepto anterior determinará el Presupuesto de Ejecución Material (P.E.M.), que es el coste bruto de adquisición de la línea de producción. Se incluirá además el cálculo del Presupuesto de Ejecución por contrata (P.E.C.) que grava el anterior con el Beneficio Industrial (6% P.E.M.), los Gastos Generales (13% P.E.M.) y el Impuesto del Valor añadido (18% P.E.M.). El Presupuesto General se obtiene añadiendo al anterior los honorarios de ingeniería netos, (I.V.A. incluido), obtenido por gravamen del P.E.M.

El presupuesto se dividirá en partidas en las que se agrupan los tipos de equipos cuya suma da lugar al coste total de la instalación.

Por otro lado, el estudio financiero y de amortización no es objeto de la planta porque forma parte de un entramado de proyectos que requieren un estudio conjunto.

CAPÍTULO 2. BASE DEL MÉTODO DE CÁLCULO

Para la estimación de los costes de la planta, el presente documento se basa en el método factorial de *Guthrie*. Las partidas se han agrupado de tal modo que se obtienen las cuentas para el control presupuestario del proyecto.

El método se basa en la aplicación de una serie de factores sobre el precio del equipo para obtener el material auxiliar y del montaje. Se dan también los factores de corrección que tiene en cuenta el factor de escala, es decir, F_e , que se calcula según las variaciones de los datos del I.P.C. desde el año correspondiente a los datos aportados hasta el 2011.

Los factores a los que se refieren las partidas son los siguientes:

- Tuberías: Incluye todo el material de tuberías, válvulas y accesorios para el montaje de la unidad.
- Instrumentos: Incluye material y montaje de todos los instrumentos de la planta, incluyendo la parte proporcional de panel central de control.
- Electricidad: 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.
- Obra civil: 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.
- Montaje mecánico: Incluye el montaje de los equipos, fabricados en el taller, en su emplazamiento así como todo el material de tuberías y accesorios por contratas.
- Calorifugado: Material y mano de obra por contratas.
- Pintura: Material y mano de obra por contratas.

Estos factores representan los valores medios para plantas petroquímicas y de refino típicas, para equipos de acero al carbono. Por ello, a sabiendas que muchos de los equipos que se diseñan en el proyecto son de acero aleado, se tienen que utilizar los factores de corrección adecuados.

Es importante citar que el coste obtenido se refiere entonces sólo al coste directo de material y mano de obra a lo que se denominará como el coste del suministro.

2.1. Equipos principales y equipos auxiliares

Los equipos de la planta estarán divididos en dos grupos, los principales y los auxiliares.

Descripción	Unidades
Equipos principales	
Reactor de carcasa y tubos tipo AET. Carcasa de acero al carbono SA-285. Tubos de acero inoxidable AISI TP347L de longitud 40 ft. Máxima Temperatura 702 °C. Número de pasos 1/1. Presión de diseño 38,5 kg/cm ² .	3
Intercambiador de calor de carcasa y tubos tipo AES. Carcasa de acero inoxidable A240 AISI 316. Tubos de acero inoxidable AISI TP347L de longitud 12 ft. Máxima Temperatura 702 °C. Número de pasos 1/1. Presión de diseño 38,5 kg/cm ² .	1
Intercambiador de calor de carcasa y tubos tipo AES. Carcasa de acero inoxidable A240 AISI 316. Tubos de acero inoxidable AISI TP316L de longitud 10 ft. Máxima Temperatura 527 °C. Número de pasos 1/1. Presión de diseño 38,5 kg/cm ² .	1
Horno tipo caja con doble cámara y zona de convección común. Tubos de acero inoxidable TP316L de 60 ft de longitud. Calor intercambiado: 71,6x10 ⁶ kcal/h)	1
Tanque de almacenamiento de tolueno de acero al carbono de techo flotante cubierto de capacidad 17413 m ³ .	4
Equipos auxiliares	
Bombas centrífugas de acero inoxidable. Temperatura de 20 °C. Presión de aspiración de 1 y 12 kg/cm ² .	4

2.2. Variación del IPC

Este dato es obtenido del Instituto Nacional de Estadística (INE).

Con los datos de variación del IPC desde el año 2000 hasta el año 2011, se obtiene un factor de corrección que se aplicará a todos los equipos del presente proyecto.

El factor de corrección tiene un valor de:

$$F_e = 1,36$$

CAPÍTULO 3. COSTE DE LOS EQUIPOS Y SU COSTE ASOCIADO

Este presupuesto se ha hecho siguiendo las especificaciones de Cepsa con gráficas que representan los costes en función de características propias de los equipos. Dichos costes tendrán que corregirse porque tanto los costes están estimados para equipos básicos de acero al carbono, y porque el año en que se basan los datos son de 2000. Las gráficas se encuentran al final del documento.

3.1. Costes de los equipos

Se hallará el coste base del equipo, que incluye coste directo de material y mano de obra, y se corregirá con ayuda de los factores expuestos en las tablas, obteniendo el coste de suministro del equipo.

3.1.1 Coste de los reactores

Ya se ha corregido el precio del coste base con el factor de escala (La variación del I.P.C. con respecto a otros años). Entonces, para un área de intercambio de $3930,43 \text{ m}^2$, el coste base del reactor es de:

$$\text{Coste base} = 3930,43 \text{ m}^2 \cdot 83,37 \frac{\text{€}}{\text{m}^2} = 327.679,95 \text{ €}$$

Los factores de corrección son los siguientes:

Tabla 3.1. Factores corrección para los reactores

Influencia	Factor	Característica	Valor
Característica intercambiador	F_c	AET	1
Longitud tubos	F_L	40 ft	0,9
Número de pasos	F_{np}	1/1	1
Influencia temperatura	F_t	702 °C	1,08
Influencia Presión*	F_p	35 kg/cm ²	1,28
Influencia material*	F_m	Inox/Inox	2,55

*Tanto la influencia del material como de la presión depende también del área de intercambio.

El coste del suministro tiene un importe total de:

$$\text{Coste total} = \text{Coste base} \cdot F_c \cdot F_L \cdot F_{np} \cdot F_t \cdot F_p \cdot F_m$$

$$\begin{aligned} \text{Coste total} &= 327.679,95\text{€} \cdot (1 \cdot 0,9 \cdot 1 \cdot 1,08 \cdot 1,28 \cdot 2,55) \\ &= 1.039.600,03 \text{€} \end{aligned}$$

3.1.2. Coste del intercambiador IC-01

Para un área de intercambio de 89 m², el coste base del intercambiador es de:

$$\text{Coste base} = 89 \text{ m}^2 \cdot 392,34 \frac{\text{€}}{\text{m}^2} = 34.918,32 \text{€}$$

Los factores de corrección son los siguientes:

Tabla 3.2. Factores corrección para el intercambiador de calor

Influencia	Factor	Característica	Valor
Característica intercambiador	F_c	AES	1
Longitud tubos	F_L	12 ft	1,13
Número de pasos	F_{np}	1/1	1
Influencia temperatura	F_t	702 °C	1,08
Influencia Presión	F_p	35 kg/cm ²	1,35
Influencia material	F_m	Inox/Inox	2,90

Incluyendo ahora estos factores, el coste total es de:

$$\text{Coste total} = \text{Coste base} \cdot F_C \cdot F_L \cdot F_{np} \cdot F_t \cdot F_p \cdot F_m$$

$$\text{Coste total} = 34.918,32 \cdot (1 \cdot 1,13 \cdot 1 \cdot 1,08 \cdot 1,35 \cdot 2,90) = 166.835,05 \text{ €}$$

3.1.3. Coste del intercambiador IC-02

Para un área de intercambio de 44,72 m², el coste del intercambiador base es de:

$$\text{Coste base} = 47,14 \text{ m}^2 \cdot 490,43 \frac{\text{€}}{\text{m}^2} = 23.118,87 \text{ €}$$

Los factores de corrección son los siguientes:

Tabla 3.3. Factores corrección para el intercambiador de calor

Influencia	Factor	Característica	Valor
Característica intercambiador	F _c	AES	1
Longitud tubos	F _L	10 ft	1,13
Número de pasos	F _{np}	1/1	1
Influencia temperatura	F _t	702 °C	1,08
Influencia Presión	F _p	35 kg/cm ²	1,28
Influencia material	F _m	Inox/Inox	2,55

$$\text{Coste total} = \text{Coste base} \cdot F_C \cdot F_L \cdot F_{np} \cdot F_t \cdot F_p \cdot F_m$$

$$\text{Coste total} = 23.118,87 \text{ €} \cdot (1 \cdot 1,13 \cdot 1 \cdot 1,08 \cdot 1,28 \cdot 2,55) = 92.091,37 \text{ €}$$

3.1.4. Coste del tanque de almacenamiento

El precio de este equipo se estima de otra manera. Ahora se tendrá en cuenta el peso del mismo y el tipo de tanque. En este caso es de techo flotante cubierto.

$$\text{Coste tanque} = (\text{Precio por Tn}) \cdot \text{Peso} \cdot (F_d + F_m)$$

Donde:

F_d : Factor de diseño = 1 (Techo flotante)

F_m : Factor material = 0 (Acero al carbono)

Con una capacidad de 17.413 m^3 para un tanque con techo flotante, su valor es de:

$$\text{Precio base tanque por tonelada} = 3.841,67 \text{ €/Tn}$$

$$\text{Coste tanque} = 3.841,67 \frac{\text{€}}{\text{Tn}} \cdot 347 \text{ Tn} \cdot (1 + 0) = 1.333.059,49 \text{ €}$$

3.1.5. Coste del horno

El coste de un horno de procesos depende directamente del calor transferido al fluido. Éste es $71,653 \times 10^6 \text{ kcal/h}$. El coste base es:

$$\text{Coste base} = 2.452.129,39 \text{ €}$$

Los factores de corrección son los siguientes:

Tabla 3.4. Factores corrección para horno

Influencia	Factor	Característica	Valor
Material	F_m	Acero Inox. TP316L	0,75
Presión	F_p	38 kg/cm ²	0,10

$$\text{Coste total} = \text{Coste base} \cdot [1 + F_p + F_m]$$

$$\text{Coste total} = 2.452.129,39 \text{ €} \cdot (1 + 0,75 + 0,10) = 4.536.439,36 \text{ €}$$

3.1.6. Coste de las bombas (Equipos auxiliares)

3.1.6.1 Coste bomba B-01

Para un caudal de $173 \text{ m}^3/\text{h}$ y una altura de $131,58 \text{ m}$, el coste base es de:

$$\text{Coste base} = 21.251,79 \text{ €}$$

Los factores de corrección para la bomba son los siguientes

Tabla 3.5. Factores corrección para bomba

Influencia	Factor	Característica	Valor
Influencia material	F_m	Acero inoxidable	1,8
Influencia temperatura	F_t	<150 °C	1
Influencia presión de aspiración	F_p	1 kg/cm ²	0,7

$$\text{Coste total bomba} = \text{Coste base} \cdot F_m \cdot F_t \cdot F_p$$

$$\text{Coste total} = 21.251,79 \text{ €} \cdot (1,8 \cdot 1 \cdot 0,7) = 26.777,25 \text{ €}$$

3.1.6.2. Coste bomba B-02

Para un caudal de $173 \text{ m}^3/\text{h}$ y una altura de 275 m , el coste base es de:

$$\text{Coste base} = 30.242,93 \text{ €}$$

Al incluir las partidas, se tiene el coste total de la bomba. Los factores de corrección son los siguientes:

Tabla 3.6. Factores corrección para bomba

Influencia	Factor	Característica	Valor
Influencia material	F_m	Acero inoxidable	1,8
Influencia temperatura	F_t	<150 °C	1
Influencia presión de aspiración	F_p	12 kg/cm ²	0,7

$$\text{Coste total bomba} = \text{Coste base} \cdot F_m \cdot F_t \cdot F_p$$

$$\text{Coste total} = 30.242,93 \text{ €} \cdot (1,8 \cdot 1 \cdot 0,7) = 38.106,09 \text{ €}$$

3.2. Costes asociados a los equipos

Se presentan a continuación cada una de las partidas asociadas a cada uno de los equipos. Dichas partidas son las descritas en el **capítulo 2**. Para ello se han aplicado una serie de factores al precio de suministro, obteniendo con ello el precio de cada una de las partidas que componen el coste asociado del equipo.

3.2.1. Coste asociado al reactor

Considerando el coste del suministro de un único reactor el precio de 1.039.600,03 €, el coste asociado se halla sumando el importe de cada partida. Dichos factores se exponen en la siguiente tabla:

Tabla 3.7. Coste asociado a un reactor

Concepto	Factor (%)	Importe (€)
Tuberías	44,7	464.701,21
Instrumentos	10,4	108.118,40
Electricidad	4,2	43.663,20
Obra civil	19,7	204.801,21
Calorifugado	11,5	119.554,00
Pintura	2,6	27.029,60
Coste asociado		967.867,63

3.2.2. Coste asociado al intercambiador IC-01

El coste de suministro es de 166.835,05 €.

Tabla 3.8. Coste asociado al IC-01

Concepto	Factor (%)	Importe (€)
Tuberías	44,7	74.575,27
Instrumentos	10,4	17.350,85
Electricidad	4,2	7.007,07
Obra civil	19,7	32.866,50
Calorifugado	11,5	19.186,03
Pintura	2,6	4.337,71
Coste asociado		155.323,43

3.2.3. Coste asociado al intercambiador IC-02

El coste de suministro es de 92.091,37 €.

Tabla 3.9. Coste asociado al IC-02

Concepto	Factor (%)	Importe (€)
Tuberías	44,7	41.164,84
Instrumentos	10,4	9.577,50
Electricidad	4,2	3.867,84
Obra civil	19,7	18.142,00
Calorifugado	11,5	10.590,51
Pintura	2,6	2.394,38
Coste asociado		85.737,07

3.2.4. Coste asociado al tanque de almacenamiento

El coste de suministro es de 1.333.059,49 €.

Se añaden ahora las partidas de obra civil, instrumentación, electricidad y pintura.

Tabla 3.10. Coste asociado al tanque

Concepto	Factor (%)	Importe (€)
Obra civil	3,4	45.324,02
Instrumentos	1,3	17.329,77
Electricidad	0,13	1.732,98
Pintura	0,6	7.998,36
Coste asociado		72.385,13

3.2.5. Coste asociado al horno de procesos

El coste del suministro fue de 4.536.439,36 €.

Tabla 3.11. Coste asociado al horno de procesos

Concepto	Factor (%)	Importe (€)
Tuberías	17,7	802.949,77
Instrumentos	5,1	231.358,41
Electricidad	4,2	190.530,45
Obra civil	26,9	1.220.302,19
Calorifugado	23	1.043.381,05
Coste asociado		3.488.521,87

3.2.6. Coste asociado a los equipos auxiliares

3.2.6.1. Coste asociado a la bomba B-01

El coste del suministro para esta bomba fue de 26.777,25 €.

Tabla 3.12. Coste asociado a la B-01

Concepto	Factor (%)	Importe (€)
Tuberías	29,6	7.926,07
Instrumentos	3,8	1.017,54
Electricidad	54	14.459,72
Obra civil	11,4	3.052,61
Calorifugado	4,8	1.285,31
Pintura	4,1	1.097,87
Coste asociado		28.839,10

3.2.6.2. Coste asociado a la bomba B-02

El coste del suministro para esta bomba es de 38.106,09 €.

Tabla 3.13. Coste asociado a la B-02

Concepto	Factor (%)	Importe (€)
Tuberías	29,6	11.279,40
Instrumentos	3,8	1.448,03
Electricidad	54	20.577,29
Obra civil	11,4	4.344,09
Calorifugado	4,8	1.829,09
Pintura	4,1	1.562,35
Coste asociado		41.040,26

CAPÍTULO 4. PRESUPUESTO GENERAL

En este capítulo se pretende resumir los costes derivados de los equipos que en el *capítulo 3* se han calculado. Además se calcularán los presupuestos de Ejecución Material y los de Ejecución por Contrata así como el presupuesto general.

4.1. Costes totales de los equipos

Tabla 4.1. Coste total de los equipos principales

Equipos	Unidades	Coste unitario (€)	Coste asociado (€)	Coste total (€)
Reactores	3	1.039.600,03	967.867,63	6.022.402,97
IC-01	1	166.835,05	155.323,43	322.158,48
IC-02	1	92.091,37	85.737,07	177.828,44
Horno	1	4.536.439,36	3.488.521,87	8.024.961,23
Tanques	4	1.333.059,49	72.385,13	5.621.778,48
			TOTAL	20.169.129,60

Tabla 4.2. Coste total de los equipos auxiliares

Equipos	Unidades	Coste unitario (€)	Coste asociado (€)	Coste total (€)
Bombas B-01	2	26.777,25	28.839,10	111.232,70
Bombas B-02	2	38.106,09	41.040,26	158.292,70
			TOTAL	269.525,39

4.2. Presupuesto de Ejecución Material (P.E.M.)

El Presupuesto de Ejecución Material se calcula mediante la suma de los coste de las unidades principales y las auxiliares, las bombas. Como ya se ha visto, los costes de montaje, obra civil, instrumentación, etc., va incluido en el precio de las distintas partidas. Por tanto:

Tabla 4.3. Presupuesto de Ejecución Material

Partidas	Coste (€)
Equipos principales	20.169.129,60
Equipos auxiliares	269.525,39
P.E.M	20.438.654,99

El *PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL* del presente proyecto titulado “Diseño de un Reactor Químico para la Síntesis de Benceno” es de **Veinte millones cuatrocientos treinta y ocho mil seiscientos cincuenta y cuatro euros con noventa y nueve céntimos**.

4.3. Presupuesto de Ejecución por Contrata (P.E.C.)

El Presupuesto de Ejecución por Contrata es el resultado de aplicar el beneficio industrial (6%), los gastos generales (13%) y el I.V.A (18%) al P.E.M.

Tabla 4.4. Presupuesto de ejecución por contrata (P.E.C)

Partidas	Coste (€)
P.E.M	20.438.654,99
Beneficio industrial (6%)	1.226.319,15
Gastos generales (13%)	2.657.025,15
I.V.A (18%)	3.678.957,90
P.E.C	28.000.957,34

El *PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN POR CONTRATA* del presente proyecto llamado “Diseño de un Reactor Químico para la Síntesis de Benceno” es de **Veintiocho millones novecientos cincuenta y siete euros con treinta y cuatro céntimos**.

4.4. Presupuesto general

Al P.E.C., del punto anterior, hay que añadirle además los honorarios del Ingeniero Químico (4% del P.E.M.) y el IVA de éste para obtener el Presupuesto General.

Tabla 4.5. Presupuesto general

Partidas	Coste (€)
P.E.M	20.438.654,99
P.E.C	28.000.957,34
Honorarios Ing. Químico (4%)	817.546,20
I.V.A Honorarios (18%)	147.158,32
Presupuesto General	28.965.661,86

El *PRESUPUESTO GENERAL* del presente proyecto llamado “Diseño de un Reactor Químico para la Síntesis de Benceno” asciende a la cantidad de **Veintiocho millones novecientos sesenta y cinco mil seiscientos sesenta y un euros con ochenta y seis céntimos.**

Puerto Real (Cádiz), abril 2012

Fdo. María del Pilar Moyano Molina

CAPITULO 5. COSTES GENERALES

Los costes generales implican:

- Coste de la alimentación al sistema.
- Costes de servicios auxiliares.
 - Agua de refrigeración
 - Gas natural consumido
 - Electricidad consumida por el sistema de bombeo

5.1. Costes de materia prima

En la planta que se ha diseñado entran dos corrientes. La corriente de hidrógeno que proviene de la misma Refinería de Cepsa que le da un valor de 1.150 €/tm; y la corriente de tolueno que en principio se compraría a otra empresa. Esta última tiene un valor en el mercado de 765 €/tm.

La disyuntiva aquí es que, estas corrientes, formando parte de la planta de producción de benceno con las correspondientes líneas de estabilización y separación, podrían recircularse y obtener así un importante ahorro en lo que se refiere a la materia prima.

El ajuste económico no puede ser completado ya que faltan datos de los proyectos que forman parte de la planta. Así que se asumirán los costes de la alimentación de tolueno, ya que además la planta ha de arrancarse en primera instancia.

Pero, de la segunda línea de producción donde se separa el hidrógeno de los productos de la reacción, se obtiene una cantidad mayor de éste de la que se necesita para el proceso de Hidrodesalquilación. Dando los datos para así comprobarlo, se necesitan en esta primera línea 201.268,3 tm/año y tras la separación se obtienen 291.979,3 tm/año.

Por ello, el coste de la alimentación de hidrógeno no se tendrá en cuenta en el presupuesto.

Tabla 5.1. Coste de consumo de materia prima

MP	Consumo diario (Tm/día)	Consumo anual (Tm/año)	Coste unitario (€/tm)	Coste Anual (€)
Tolueno	3.605,8	1.316.115,8	765	1.006.828.584

5.2. Costes de servicios auxiliares

5.2.1. Costes del agua de refrigeración para los reactores

El coste del agua de condensado que se utiliza para refrigerar las tres unidades de reactores es:

Tabla 5.2. Coste general del agua de refrigeración

Equipo	Unidades	Consumo de agua (kg/h)	Consumo anual (tm/año)	Coste unitario (€/tm)	Coste Anual (€)
Reactor	3	24.817,59	217.402,09	3,16	686.990,6

5.2.2. Coste del consumo de gas natural

El gas natural que se consume es el utilizado en el horno de procesos.

Tabla 5.3. Coste del gas natural

Consumo de gas (m³/h)	Consumo anual (m³/año)	Coste unitario (€/m³)	Coste Anual (€)
14069,51	123.248.907, 6	0,25	30.812.222

5.2.3. Coste de la electricidad consumida

Se utilizan dos bombas en esta primera línea de producción, recordando que las otras dos están en bypass por medidas de seguridad y no funcionan en principio al mismo tiempo.

El precio del kWh industrial es de 0,1252 €/kWh y los motores de las bombas B-01 y B-02 tienen, respectivamente, 53,8 y 112,6 kW, funcionando los 365 días del año.

Tabla 5.4. Coste de consumo eléctrico

Equipo	Unidades	Consumo diario (kWh/día)	Consumo anual (kWh/año)	Coste unitario (€/kWh)	Coste Anual (€)
B-01	1	1.291,2	471.288	0,1252	59.005,25
B-02	1	2.702,4	986.376	0,1252	123.494,3
TOTAL					129.399,55

5.3. Total de los costes generales

El total vendrá dado por la suma de cada uno de los costes de los apartados anteriores.

$$C = C_{MATERIA\ PRIMA} + C_{CONDENSADO\ REFRIGERACIÓN} + C_{GAS\ NATURAL} + C_{ELECTRICIDAD}$$

$$C = 1.006.828.584 \text{ €} + 686.990,6 \text{ €} + 30.812.222 \text{ €} + 129.399,55 \text{ €}$$

$$C = 1.038.457.196 \text{ €}$$

CAPITULO 6. INGRESOS GENERALES Y BENEFICIOS

Como ya se ha comentado durante el desarrollo del Documento, la línea que aquí se estudia forma parte de una planta de donde se obtiene benceno con una alta pureza.

La susodicha es la primera de las líneas donde no se obtiene un producto listo para su salida al mercado, sino todo lo contrario, es una corriente de productos que hace falta separar. Y es en esta separación donde se le puede dar un valor en el mercado, o si procede, reutilizarla para el abastecimiento de la propia planta. Esto último sería el óptimo para una planta de procesos.

Pero la segunda línea del proceso de producción da un valor de mercado a los productos que de la presente planta se obtienen. Ese valor es de 797 €/tm.

Por tanto, se logran ingresos vendiendo por ese valor los productos de la planta de reacción.

Tabla 6.1. Ingresos alimentación
Planta de Estabilización

Producción (tm/año)	Coste unitario (€/tm)	Coste Anual (€)
1.517.384,02	797	1.209.355.064

Si bien es cierto, existen además unos ingresos en esta línea al producir vapor de alta presión tras la refrigeración de los reactores.

El mercado le da un valor de 29,66 €/tm. Por tanto, los ingresos por producción de vapor son de:

Tabla 6.2. Ingresos debido a la producción de vapor

Producción (tm/año)	Coste unitario (€/tm)	Coste Anual (€)
217.402,09	29,66	6.448.146

Los ingresos totales son iguales a la suma de ambos productos. Estos son:

$$I = 1.209.355.064 \text{ €} + 6.448.146 \text{ €}$$

$$I = 1.215.803.210 \text{ €}$$

En este punto se va a proceder a llevar a cabo el cálculo del beneficio bruto actual, el cual coincide con la siguiente ecuación:

$$B = I - C$$

$$B = 1.215.803.210 \text{ €} - 1.038.457.196 \text{ €}$$

$$B = 177.346.014 \text{ €}$$

Tablas: Coste base de los equipos

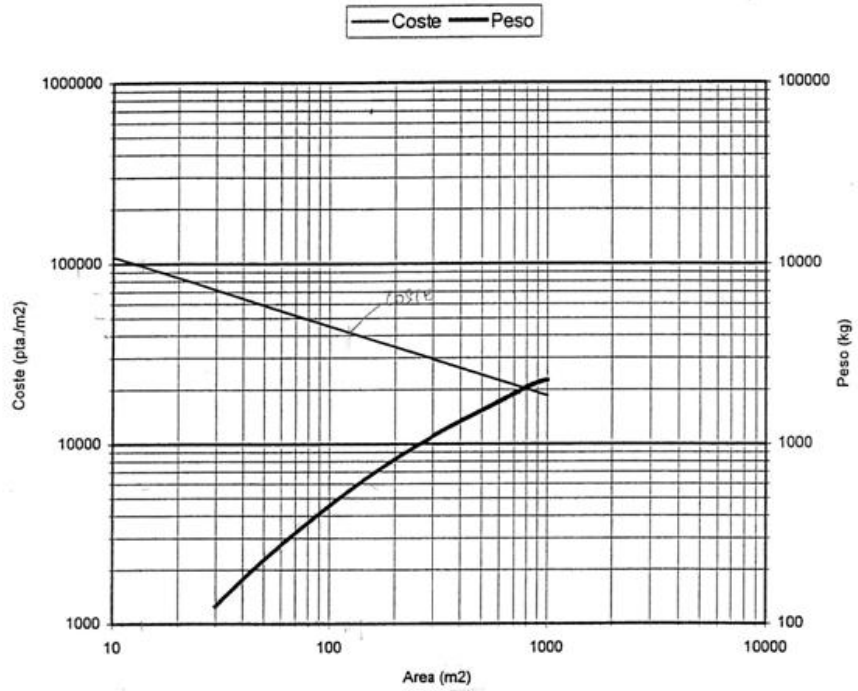


Fig. P.1. Coste Intercambiador de Calor Carcasa – Tubos

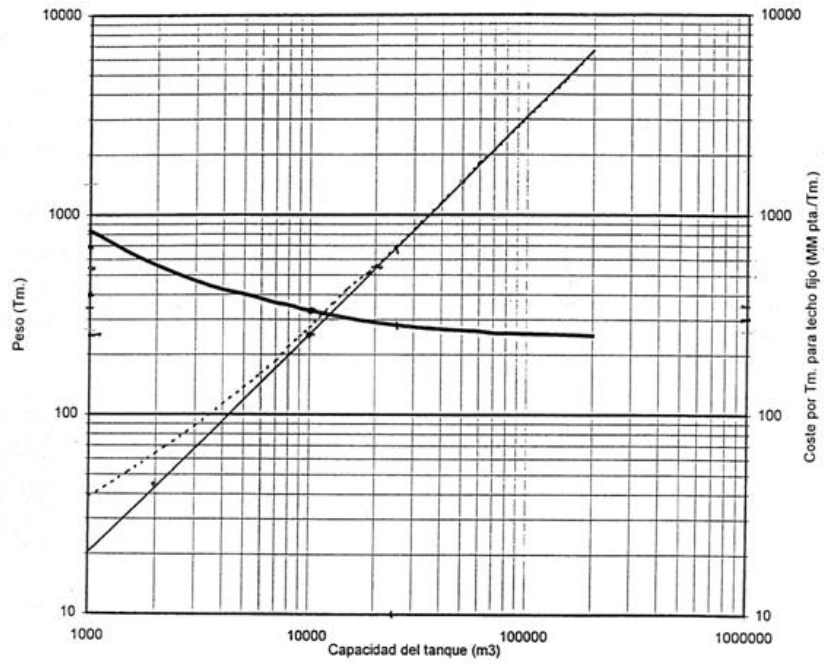


Fig. P.2. Coste de tanques

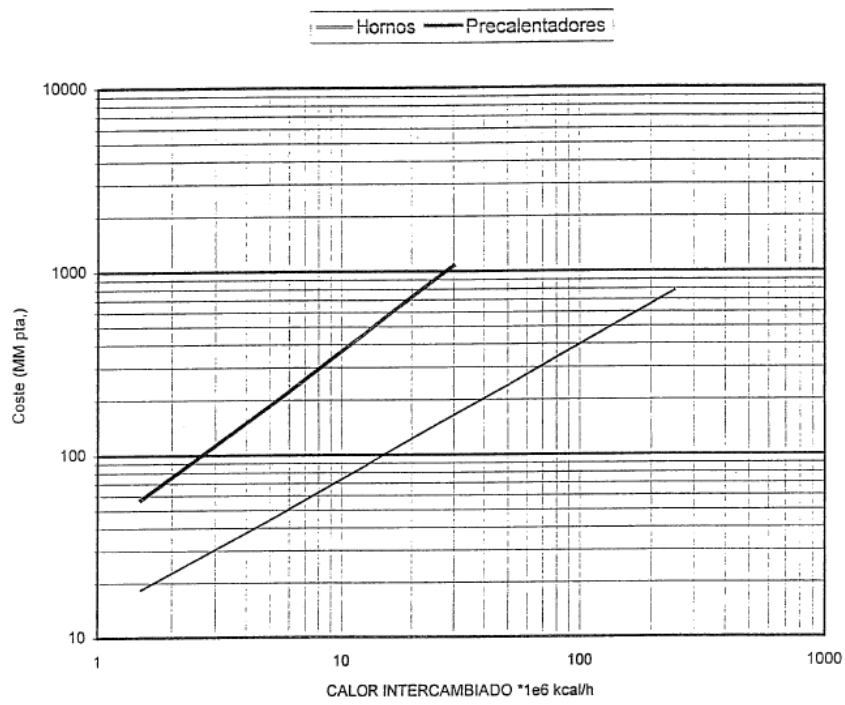


Fig. P.3. Coste de Horno de Procesos

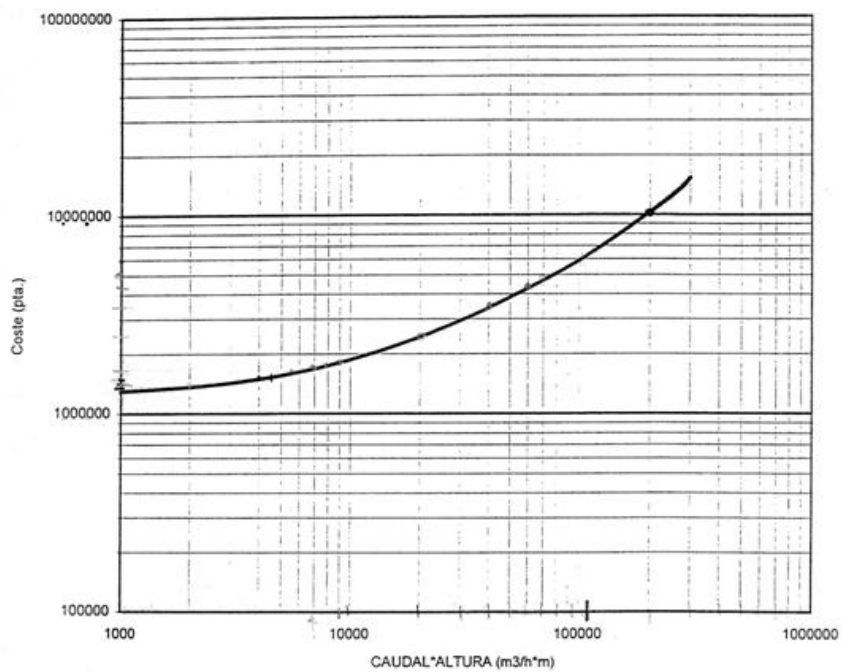


Fig. P.4. Coste Bomba Centrífuga

