

Universidad de **Cádiz**

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

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Titulo: Diseño de una planta piloto de refina-  
ción de aceites vegetales

Autora: Pilar BLANCO RODRÍGUEZ

Fecha: Julio 2007







**DOCUMENTO BÁSICO:**  
**ÍNDICE GENERAL**

# VOLUMEN I

## ÍNDICE GENERAL .....I-X

### MEMORIA

Índice de la Memoria.....	2
0. Peticionario y Estructura del Proyecto.....	6
1. Objeto .....	12
1.1. Situación de la Planta .....	12
2. Alcance.....	13
3. Antecedentes .....	14
4. Normas y Referencias.....	16
4.1. Disposiciones Legales y Normas Aplicadas .....	16
4.2. Bibliografía.....	17
4.2.1. Manuales .....	17
4.2.2. Artículos .....	19
4.3. Programas de Cálculo .....	20
5. Definiciones y Abreviaturas.....	21
6. Descripción General del Proceso.....	23
6.1. Introducción .....	23
6.2. La Refinación Química y la Refinación Física .....	25
7. Requisitos de Diseño .....	27
7.1. Capacidad y Diseño de la Planta Piloto .....	27
7.2. Servicios Disponibles .....	28
7.3. Composición y Propiedades de la Alimentación.....	28
7.4. Estudio de las Pérdidas durante el Proceso .....	30
8. Análisis de Soluciones y Resultados Finales.....	32
8.1. Desgomado .....	32
8.1.1. Fundamentos del Desgomado .....	32
8.1.2. Análisis de Alternativas.....	35
8.1.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo .....	39

8.1.4. Parámetros de Diseño.....	40
8.1.5. Dimensionamiento y Resultados .....	42
8.1.5.1. Depósito de alimentación .....	42
8.1.5.2. Cambiador de Calor .....	43
8.1.5.3. Tanque-mezclador de Ácido fosfórico .....	45
8.1.5.4. Mezclador estático .....	47
8.1.5.5. Tanque de Retención .....	49
8.1.5.6. Centrífuga .....	51
8.1.5.7. Depósito pulmón 1 .....	58
8.2. Neutralización .....	59
8.2.1. Fundamentos de la Neutralización.....	59
8.2.2. Análisis de Alternativas.....	61
8.2.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo.....	63
8.2.4. Parámetros de Diseño.....	64
8.2.5. Dimensionamiento y Resultados .....	65
8.2.5.1. Mezclador estático .....	66
8.2.5.2. Tanque de Retención .....	68
8.2.5.3. Centrífuga .....	70
8.3. Lavados.....	72
8.3.1. Fundamentos de los Lavados.....	72
8.3.2. Análisis de Alternativas.....	72
8.3.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo.....	73
8.3.4. Parámetros de Diseño.....	74
8.3.5. Dimensionamiento y Resultados .....	74
8.3.5.1. Cambiador de Calor .....	74
8.3.5.2. Recipientes de Lavado y Centrífugas .....	76
8.3.5.3. Depósito pulmón 2 .....	80
8.4. Secado .....	81
8.4.1. Fundamentos del Secado.....	81
8.4.2. Análisis de Alternativas .....	82
8.4.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo.....	82
8.4.4. Parámetros de Diseño.....	85
8.4.5. Dimensionamiento y Resultados .....	86
8.4.5.1. Resistencia eléctrica.....	88

8.4.5.2. Cámara Flash.....	89
8.4.5.3. Condensador .....	91
8.4.5.4. Recipiente del condensado .....	92
8.5. Decoloración.....	93
8.5.1. Fundamentos de la Decoloración .....	93
8.5.2. Análisis de Alternativas .....	95
8.5.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo .....	96
8.5.4. Parámetros de Diseño.....	97
8.5.5. Dimensionamiento y Resultados .....	101
8.5.5.1. Depósito Mezclador de tierras.....	102
8.5.5.2. Dosificador de sólidos.....	104
8.5.5.3. Depósito de Decoloración.....	106
8.5.5.4. Refrigerante .....	108
8.5.5.5. Proceso de filtración .....	110
8.6. Desodorización .....	117
8.6.1. Fundamentos de la Desodorización .....	117
8.6.2. Análisis de Alternativas .....	119
8.6.3. Parámetros de Diseño.....	125
8.6.4. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo .....	127
8.6.5. Dimensionamiento y Resultados .....	129
8.6.5.1. Desaireador .....	129
8.6.5.2. Desodorizador .....	129
8.6.5.3. Economizador 1 .....	132
8.6.5.4. Resistencia eléctrica.....	133
8.6.5.5. Condensador .....	133
8.6.5.6. Recipiente del condensado .....	134
8.6.5.7. Economizador 2 .....	135
8.6.5.8. Depósito de almacenamiento .....	136
8.7. Winterización-Descerado.....	137
8.7.1. Fundamentos de la Winterización-Descerado .....	137
8.8. Diagrama de flujo de la planta piloto. Posibles líneas de operación.....	139
8.9. Distribución en planta .....	142
8.10. Sistema de Tuberías y de Bombeo .....	144
8.10.1. Sistema de Tuberías .....	144

8.10.1.1. Aspectos Básicos del Sistema de Tuberías.....	144
8.10.1.2. Dimensionamiento Mecánico e Hidráulico del Sistema de Tuberías .....	148
8.10.2. Sistema de Bombeo.....	150
8.10.2.1. Bombas de desplazamiento positivo.....	150
8.10.2.1.1. Aspectos Básicos de las bombas de desplazamiento positivo....	150
8.10.2.1.2. Parámetros para la selección de una bomba.....	153
8.10.2.1.3. Resultados de diseño.....	154
8.10.2.2. Bombas de vacío .....	158
8.10.2.2.1. Aspectos Básicos de las bombas de vacío.....	158
8.11. Sistema de Control e Instrumentación .....	163
8.11.1. Elementos de control empleados .....	163
8.11.2. Lazos de control de la planta .....	166
9. Orden de prioridad entre los documentos básicos .....	182

## PLIEGO DE CONDICIONES

Índice del Pliego de Condiciones .....	184
1. Definición y Alcance del Pliego .....	188
1.1. Objeto .....	188
1.2. Cuerpo Normativo.....	188
1.3. Disposiciones Generales .....	189
1.3.1. Descripción general de la obra .....	189
1.3.2. Obras objeto del presente proyecto .....	189
1.3.3. Obras accesorias no especificadas en el pliego.....	189
1.3.4. Documentos que definen las obras .....	190
1.3.5. Compatibilidad y relación entre los documentos .....	190
2. Condiciones Facultativas .....	191
2.1. Obligaciones del Contratista .....	191
2.1.1. Condiciones técnicas.....	191
2.1.2. Marcha de los trabajos.....	191
2.1.3. Director de la obra.....	191

2.1.4. Personal .....	191
2.1.5. Responsabilidades del contratista .....	192
2.1.6. Obligaciones no especificadas.....	192
2.1.7. Desperfectos en propiedades colindantes .....	192
2.1.8. Seguro de incendios .....	193
2.1.9. Seguros.....	193
2.1.10. Reclamaciones contra las órdenes de dirección .....	193
2.1.11. Despido por insubordinación, incapacidad y mala fe .....	194
2.1.12. Copia de los documentos.....	194
2.2. Facultades de la Dirección Técnica.....	194
2.2.1. Interpretación de los documentos del proyecto .....	194
2.2.2. Materiales de construcción .....	195
2.2.3. Mala ejecución .....	195
2.2.4. Obras o instalaciones no especificadas .....	195
2.3. Disposiciones Varias .....	195
2.3.1. Replanteo .....	195
2.3.2. Libro de órdenes, asistencias e incidencias .....	196
2.3.3. Instalaciones de protección.....	197
2.3.4. Gastos de obra.....	197
2.3.5. Comienzo de los trabajos y plazo de ejecución .....	197
2.3.6. Condiciones generales de ejecución de los trabajos .....	198
2.3.7. Remisión de solicitud de ofertas .....	199
2.3.8. Sanciones por retraso de las obras.....	200
2.3.9. Trabajos defectuosos .....	200
2.3.10. Obras y vicios ocultos .....	200
2.3.11. Materiales no utilizables o defectuosos.....	200
2.3.12. Medios auxiliares .....	201
2.3.13. Facultades de la dirección de obras .....	201
2.3.14. Indemnización por retraso de los trabajos.....	202
2.3.15. Indemnización por daños de causa mayor al contratista.....	202
2.3.16. Mejoras de obra .....	203
2.3.17. Accidentes de trabajo y daños a terceros .....	203
3. Condiciones Económicas.....	204
3.1. Mediciones.....	204



<b>3.2. Valoraciones</b> .....	<b>204</b>
<b>3.2.1. Valoraciones</b> .....	<b>204</b>
<b>3.2.2. Valoración de las obras no incluidas o incompletas</b> .....	<b>205</b>
<b>4. Condiciones Legales</b> .....	<b>206</b>
<b>4.1. Recepción de Obras</b> .....	<b>206</b>
<b>4.1.1. Normativa general de aplicación</b> .....	<b>206</b>
<b>4.1.2. Adjudicación</b> .....	<b>206</b>
<b>4.1.3. El contrato</b> .....	<b>206</b>
<b>4.1.4. Garantía</b> .....	<b>206</b>
<b>4.1.5. Fianza</b> .....	<b>208</b>
<b>4.2. Disposiciones Varias</b> .....	<b>208</b>
<b>4.2.1. Autorizaciones y licencias</b> .....	<b>208</b>
<b>4.2.2. Causas de rescisión del contrato</b> .....	<b>209</b>
<b>5. Condiciones Técnicas Generales</b> .....	<b>211</b>
<b>5.1. Pruebas y Puesta en Marcha</b> .....	<b>211</b>
<b>5.2. Mano de Obra</b> .....	<b>211</b>
<b>5.3. Condiciones para los materiales</b> .....	<b>211</b>
<b>5.3.1. Condiciones generales para los materiales</b> .....	<b>211</b>
<b>5.3.2. Materiales no especificados</b> .....	<b>211</b>
<b>5.4. Condiciones Generales para las Tuberías</b> .....	<b>212</b>
<b>5.4.1. Condiciones generales</b> .....	<b>212</b>
<b>5.4.2. Condiciones para los accesorios</b> .....	<b>212</b>
<b>5.4.3. Condiciones para las válvulas</b> .....	<b>212</b>
<b>5.5. Condiciones Generales para los Equipos</b> .....	<b>213</b>
<b>5.5.1. Condiciones para los depósitos</b> .....	<b>213</b>
<b>5.5.2. Condiciones para los intercambiadores de calor</b> .....	<b>213</b>
<b>5.5.3. Condiciones para el desodorizador</b> .....	<b>214</b>
<b>5.5.4. Condiciones para las centrífugas y los filtros</b> .....	<b>214</b>
<b>5.5.5. Condiciones para instrumentos varios</b> .....	<b>214</b>
<b>5.5.6. Condiciones para las bombas</b> .....	<b>215</b>
<b>5.5.7. Condiciones para la instrumentación</b> .....	<b>215</b>
<b>5.5.8. Condiciones para el aislamiento</b> .....	<b>215</b>

## **PRESUPUESTO**

<b>Índice del Presupuesto .....</b>	<b>217</b>
<b>1. Coste del inmovilizado principal y Coste total de la planta proyectada .....</b>	<b>218</b>
<b>2. Anexos del Presupuesto.....</b>	<b>223</b>
<b>2.1. Estimación de coste de los intercambiadores de doble tubo.....</b>	<b>223</b>
<b>2.1.1. Coste del cambiador de calor de la etapa de Desgomado .....</b>	<b>224</b>
<b>2.1.2. Coste del cambiador de calor de la etapa de Lavados .....</b>	<b>224</b>
<b>2.1.3. Coste del condensador de la etapa de Secado .....</b>	<b>225</b>
<b>2.1.4. Coste del refrigerante de la etapa de Decoloración .....</b>	<b>225</b>
<b>2.1.5. Coste del economizador 1 de la etapa de Decoloración.....</b>	<b>226</b>
<b>2.1.6. Coste del condensador de la etapa de Desodorización .....</b>	<b>226</b>
<b>2.1.7. Coste del economizador 2 de la etapa de Desodorización.....</b>	<b>226</b>
<b>2.2. Estimación del coste del equipo desodorizador .....</b>	<b>227</b>

## **PLANOS**

<b>Índice de los Planos .....</b>	<b>232</b>
<b>PLANO N° 1: Diagrama de Control e Instrumentación I</b>	
<b>PLANO N° 2: Diagrama de Control e Instrumentación II</b>	
<b>PLANO N° 3: Alzado de la Planta Piloto</b>	
<b>PLANO N° 4: Plano de la Planta Baja</b>	
<b>PLANO N° 5: Plano de la Planta Superior</b>	
<b>PLANO N° 6: Cambiador de Calor de la Unidad de Desgomado</b>	
<b>PLANO N° 7: Refrigerador de la Unidad de Decoloración</b>	
<b>PLANO N° 8: Economizador 1 de la Unidad de Desodorización</b>	
<b>PLANO N° 9: Economizador 2 de la Unidad de Desodorización</b>	
<b>PLANO N° 10: Columna/Separador Gas-Líquido de la Unidad de Secado</b>	
<b>PLANO N° 11: Desodorizador Falling-Film de la Unidad de Desodorización</b>	

## VOLUMEN II

### ANEXOS

Índice de los Anexos .....	2
<b>ANEXO I: CÁLCULO DE PROPIEDADES.....</b>	<b>5</b>
1. Introducción.....	6
2. Propiedades del aceite .....	6
2.1. Composición del aceite .....	6
2.2. Densidad del aceite .....	7
2.3. Viscosidad del aceite.....	8
2.4. Conductividad térmica del aceite.....	9
2.5. Calor específico del aceite .....	10
2.6. Presión de vapor de los ácidos grasos libres y triglicéridos.....	11
2.7. Cálculos particulares para el diseño del desodorizador .....	21
2.7.1. Calor latente de vaporización del aceite.....	21
2.7.2. Viscosidad del vapor formado en el desodorizador.....	24
2.7.3. Densidad del vapor formado en el desodorizador .....	27
3. Propiedades del vapor de agua saturado y del agua líquida .....	28
3.1. Presión y Temperatura del vapor saturado .....	28
3.2. Calor específico del agua.....	29
3.3. Calor latente de condensación del vapor de agua.....	30
3.4. Densidad del agua.....	31
3.5. Conductividad térmica del agua .....	32
3.6. Viscosidad del agua .....	33
4. Propiedades del aceite térmico Therminol® 66.....	35
<b>ANEXO II: CÁLCULOS PARA EL DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE LAS ETAPAS DEL PROCESO .....</b>	<b>37</b>
1. Cálculo de las pérdidas durante el proceso y del caudal inicial.....	38
2. Desgomado .....	41

<b>2.1. Balances de Materia en el Desgomado.....</b>	<b>41</b>
<b>2.2. Cálculos de diseño en el Desgomado .....</b>	<b>46</b>
2.2.1. Cálculo del depósito de alimentación.....	46
2.2.2. Cálculo del intercambiador de calor.....	54
2.2.3. Cálculo del recipiente mezclador de ácido fosfórico .....	70
2.2.4. Cálculo para la selección del mezclador estático .....	79
2.2.5. Cálculo del depósito de retención del Desgomado .....	81
2.2.6. Cálculo del depósito pulmón 1.....	89
<b>3. Neutralización .....</b>	<b>93</b>
3.1. Estudio cinético .....	93
3.2. Balances de Materia en la Neutralización .....	101
3.3. Cálculos de diseño en la Neutralización .....	109
3.2.1. Cálculo para la selección del mezclador estático .....	110
3.2.2. Cálculo del depósito de retención de la Neutralización.....	112
<b>4. Lavados.....</b>	<b>120</b>
4.1. Balances de Materia en los Lavados .....	120
4.2. Cálculos de diseño en los Lavados .....	124
4.2.1. Cálculo del intercambiador de calor.....	124
4.2.2. Cálculo de los recipientes de Lavado .....	135
4.2.3. Cálculo del depósito pulmón 2.....	138
<b>5. Secado .....</b>	<b>142</b>
5.1. Destilación flash en el Secado .....	144
5.2. Balances de Materia en el Secado .....	155
5.3. Cálculos de diseño en el Secado.....	157
5.3.1. Cálculo de la potencia de la resistencia eléctrica .....	158
5.3.2. Diseño y dimensionamiento del separador gas-líquido.....	159
5.3.3. Diseño y dimensionamiento del condensador del vapor .....	172
5.3.4. Diseño y dimensionamiento del recipiente para el condensado .....	184
<b>6. Decoloración.....</b>	<b>186</b>
6.1. Cálculos de adsorción para la dosificación de tierras decolorantes.....	186
6.2. Balances de Materia en la Decoloración.....	188
6.3. Cálculos de diseño en la Decoloración .....	193
6.3.1. Cálculo del recipiente mezclador de tierras .....	193
6.3.2. Cálculo del depósito de decoloración.....	199

6.3.3. Diseño y dimensionamiento del refrigerante.....	213
7. Desodorización .....	223
7.1. Cálculos para la Destilación de los ácidos grasos .....	223
7.2. Balances de Materia en la Desodorización .....	245
7.3. Cálculos de diseño en la Desodorización .....	250
7.3.1. Cálculo y diseño del desaireador .....	250
7.3.2. Cálculo y diseño del equipo desodorizador .....	250
7.3.3. Cálculo y diseño del economizador 1 .....	268
7.3.4. Cálculo de la potencia de la resistencia eléctrica .....	277
7.3.5. Diseño y dimensionamiento del condensador del vapor .....	278
7.3.6. Diseño y dimensionamiento del recipiente del condensado .....	287
7.3.7. Cálculo y diseño del economizador 2 .....	287
7.3.8. Cálculo y diseño del depósito de almacenamiento.....	295
8. Cálculo de bombas y tuberías.....	296
8.1. Cálculo de tuberías .....	296
8.2. Cálculo de bombas.....	332

<b>ANEXO III: OTROS ESTUDIOS APLICABLES AL PRESENTE PROYECTO</b> .....	<b>374</b>
<b>1. Estudio Ambiental .....</b>	<b>375</b>
<b>2. Seguridad Laboral y Protección contra Incendios .....</b>	<b>378</b>

**DISEÑO DE UNA PLANTA  
PILOTO DE REFINACIÓN DE  
ACEITES VEGETALES**

**VOLUMEN I**



**DOCUMENTO BÁSICO:**

**MEMORIA**

## ÍNDICE DE LA MEMORIA

<b>0. Peticionario y Estructura del Proyecto.....</b>	<b>6</b>
<b>1. Objeto .....</b>	<b>12</b>
<b>1.1. Situación de la Planta .....</b>	<b>12</b>
<b>2. Alcance.....</b>	<b>13</b>
<b>3. Antecedentes .....</b>	<b>14</b>
<b>4. Normas y Referencias.....</b>	<b>16</b>
<b>4.1. Disposiciones Legales y Normas Aplicadas .....</b>	<b>16</b>
<b>4.2. Bibliografía.....</b>	<b>17</b>
<b>4.2.1. Manuales .....</b>	<b>17</b>
<b>4.2.2. Artículos .....</b>	<b>19</b>
<b>4.3. Programas de Cálculo .....</b>	<b>20</b>
<b>5. Definiciones y Abreviaturas.....</b>	<b>21</b>
<b>6. Descripción General del Proceso.....</b>	<b>23</b>
<b>6.1. Introducción .....</b>	<b>23</b>
<b>6.2. La Refinación Química y la Refinación Física .....</b>	<b>25</b>
<b>7. Requisitos de Diseño .....</b>	<b>27</b>
<b>7.1. Capacidad y Diseño de la Planta Piloto .....</b>	<b>27</b>
<b>7.2. Servicios Disponibles .....</b>	<b>28</b>
<b>7.3. Composición y Propiedades de la Alimentación.....</b>	<b>28</b>
<b>7.4. Estudio de las Pérdidas durante el Proceso .....</b>	<b>30</b>
<b>8. Análisis de Soluciones y Resultados Finales.....</b>	<b>32</b>
<b>8.1. Desgomado .....</b>	<b>32</b>
<b>8.1.1. Fundamentos del Desgomado .....</b>	<b>32</b>
<b>8.1.2. Análisis de Alternativas .....</b>	<b>35</b>
<b>8.1.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo .....</b>	<b>39</b>
<b>8.1.4. Parámetros de Diseño.....</b>	<b>40</b>
<b>8.1.5. Dimensionamiento y Resultados .....</b>	<b>42</b>
<b>8.1.5.1. Depósito de alimentación .....</b>	<b>42</b>
<b>8.1.5.2. Cambiador de Calor .....</b>	<b>43</b>
<b>8.1.5.3. Tanque-mezclador de Ácido fosfórico .....</b>	<b>45</b>
<b>8.1.5.4. Mezclador estático .....</b>	<b>47</b>
<b>8.1.5.5. Tanque de Retención .....</b>	<b>49</b>

8.1.5.6. Centrífuga .....	51
8.1.5.7. Depósito pulmón 1 .....	58
8.2. Neutralización .....	59
8.2.1. Fundamentos de la Neutralización.....	59
8.2.2. Análisis de Alternativas .....	61
8.2.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo .....	63
8.2.4. Parámetros de Diseño.....	64
8.2.5. Dimensionamiento y Resultados .....	65
8.2.5.1. Mezclador estático .....	66
8.2.5.2. Tanque de Retención.....	68
8.2.5.3. Centrífuga .....	70
8.3. Lavados.....	72
8.3.1. Fundamentos de los Lavados.....	72
8.3.2. Análisis de Alternativas .....	72
8.3.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo .....	73
8.3.4. Parámetros de Diseño.....	74
8.3.5. Dimensionamiento y Resultados .....	74
8.3.5.1. Cambiador de Calor .....	74
8.3.5.2. Recipientes de Lavado y Centrífugas .....	76
8.3.5.3. Depósito pulmón 2 .....	80
8.4. Secado .....	81
8.4.1. Fundamentos del Secado.....	81
8.4.2. Análisis de Alternativas .....	82
8.4.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo .....	82
8.4.4. Parámetros de Diseño.....	85
8.4.5. Dimensionamiento y Resultados .....	86
8.4.5.1. Resistencia eléctrica.....	88
8.4.5.2. Cámara Flash .....	89
8.4.5.3. Condensador .....	91
8.4.5.4. Recipiente del condensado .....	92
8.5. Decoloración.....	93
8.5.1. Fundamentos de la Decoloración .....	93
8.5.2. Análisis de Alternativas .....	95
8.5.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo .....	96

<b>8.5.4. Parámetros de Diseño.....</b>	<b>97</b>
<b>8.5.5. Dimensionamiento y Resultados .....</b>	<b>101</b>
8.5.5.1. Depósito Mezclador de tierras.....	102
8.5.5.2. Dosificador de sólidos.....	104
8.5.5.3. Depósito de Decoloración.....	106
8.5.5.4. Refrigerante .....	108
8.5.5.5. Proceso de filtración .....	110
<b>8.6. Desodorización .....</b>	<b>117</b>
8.6.1. Fundamentos de la Desodorización .....	117
8.6.2. Análisis de Alternativas .....	119
8.6.3. Parámetros de Diseño.....	125
8.6.4. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo .....	127
8.6.5. Dimensionamiento y Resultados .....	129
8.6.5.1. Desaireador .....	129
8.6.5.2. Desodorizador .....	129
8.6.5.3. Economizador 1 .....	132
8.6.5.4. Resistencia eléctrica.....	133
8.6.5.5. Condensador .....	133
8.6.5.6. Recipiente del condensado .....	134
8.6.5.7. Economizador 2 .....	135
8.6.5.8. Depósito de almacenamiento .....	136
<b>8.7. Winterización-Descerado.....</b>	<b>137</b>
8.7.1. Fundamentos de la Winterización-Descerado .....	137
<b>8.8. Diagrama de flujo de la planta piloto. Posibles líneas de operación.....</b>	<b>139</b>
<b>8.9. Distribución en planta .....</b>	<b>142</b>
<b>8.10. Sistema de Tuberías y de Bombeo .....</b>	<b>144</b>
8.10.1. Sistema de Tuberías .....	144
8.10.1.1. Aspectos Básicos del Sistema de Tuberías.....	144
8.10.1.2. Dimensionamiento Mecánico e Hidráulico del Sistema de Tuberías .....	148
8.10.2. Sistema de Bombeo.....	150
8.10.2.1. Bombas de desplazamiento positivo.....	150
8.10.2.1.1. Aspectos Básicos de las bombas de desplazamiento positivo	150
8.10.2.1.2. Parámetros para la selección de una bomba.....	153

8.10.2.1.3. Resultados de diseño.....	154
8.10.2.2. Bombas de vacío .....	158
8.10.2.2.1. Aspectos Básicos de las bombas de vacío.....	158
8.11. Sistema de Control e Instrumentación .....	163
8.11.1. Elementos de control empleados .....	163
8.11.2. Lazos de control de la planta .....	166
9. Orden de prioridad entre los documentos básicos .....	182

## 0. Peticionario y Estructura del Proyecto

A continuación, se adjunta el documento oficial de Propuesta de Proyecto Fin de Carrera, aprobado por la correspondiente Comisión de Proyectos.

El presente Proyecto se ha estructurado según la norma UNE 157001, de Febrero de 2002, titulada “Criterios generales para la elaboración de proyectos”. Esta norma detalla desde la presentación escrita del Proyecto hasta la estructura propia del mismo, indicando cada uno de los apartados principales y su orden. Según esta norma, en general un proyecto contiene cada uno de los siguientes documentos unitarios: Índice General, Memoria, Anexos, Planos, Pliego de Condiciones y Presupuesto. El orden de presentación de documentos propuestos por esta norma UNE es el indicado anteriormente, sin embargo, por motivos de extensión de los distintos documentos, su orden de presentación en este Proyecto será el siguiente:

- VOLUMEN I
  - Índice General
  - Memoria
  - Pliego de Condiciones
  - Presupuesto
  - Planos
  
- VOLUMEN II
  - Anexos

Como detalle a destacar, comentar que en el documento de la Memoria, a la hora de exponer el Análisis de soluciones y los resultados finales, que precisamente constituye un punto de dicho documento, para todas las etapas en que se dividirá el proceso proyectado se ha seguido un mismo esquema de manera estricta. Tal esquema es el siguiente:

- Fundamentos de la etapa en cuestión
- Análisis de Alternativas



- Solución propuesta. Diagrama de flujo
- Parámetros de diseño
- Dimensionamiento y resultados



Anexo II (Reverso)

## PROPUESTA DE PROYECTO FIN DE CARRERA

**DEPARTAMENTO:** Departamento de Ingeniería Química, Tecnología de Alimentos y Tecnologías del Medio Ambiente

**TÍTULO:** "DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE REFINACIÓN DE ACEITES VEGETALES"

**TUTOR(ES):** Casimiro Mantell Serrano (Profesor titular de Ingeniería Química de la Universidad de Cádiz), M<sup>a</sup> Victoria Ruiz-Méndez (Científico titular del Instituto de la Grasa, CSIC, Sevilla)

### DESCRIPCIÓN (Breve información sobre el objetivo del PFC)

Se propone el diseño de una planta piloto de refinación de aceites vegetales de operación en continuo para ubicarlo en el Instituto de la Grasa (CSIC, Sevilla). Actualmente, en dicho instituto existe una instalación obsoleta con una capacidad de trabajo excesivamente elevada y que opera en régimen discontinuo. El objetivo principal del proyecto consiste en el diseño de una instalación con una mayor versatilidad, debiendo ser capaz de trabajar en continuo a diferentes caudales y con cualquier tipo de aceite vegetal.

### REQUISITOS (Capacidad, producción, energía, normativa, legislación....)

La planta piloto a diseñar tendrá una capacidad de tratamiento de 100 Kg/h de alimentación. En la instalación se dispone de servicios de agua corriente y vapor a 15 Kg/cm<sup>2</sup>. La legislación y normativa aplicables serán las vigentes en materia de Seguridad, Medio Ambiente y manipulación de productos alimentarios (ver Anexo de solicitud).

Puerto Real, de 31 de Octubre de 2006

Vº Bº del Tutor

Fdo.

Vº Bº del Director del Departamento

Fdo.:

  
CASIMIRO DANIEL BERMEJO  
SECRETARIO DPT

Fdo.: José María Quiroga Alonso  
Director del Dpto. de Ingeniería Química, Tecnología  
de Alimentos y Tecnologías del Medio Ambiente.

Vº Bº del Decano

Fdo.:



## ANEXO DE SOLICITUD

### Normativa General

- Ley de Protección Ambiental de Andalucía (Ley 7/1994)
- Ley General de Sanidad (Ley 14/1986)
- Ley de Protección contra Incendios (2267/2004)
  - NBE-CPI-96
- Ley de Industria (Ley 21/1992)
- Decreto 59/2005
- Reglamento de Aparatos a Presión
  - Decreto 1244/1979
  - Modificación RD 507/1982
  - ITC-MIE-AP-1, ITC-MIE-AP-2, ITC-MIE-AP-5, ITC-MIE-AP-7, ITC-MIE-AP-9, ITC-MIE-AP-12
- Reglamento para el Almacenamiento de Productos Químicos
- Ley de Prevención de Riesgos Laborales (31/1995)
- Reglamento electrotécnico para Baja Tensión (RD 842/2002)

### Normativa Específica: Principales Disposiciones Aplicables a los aceites vegetales comestibles

- Disposiciones generales relativas a los aceites vegetales comestibles. Disposiciones comunitarias.
  - REGLAMENTO (CEE) 2568/91 de la Comisión, de 11 de julio (DOCE L 248, de 5 de septiembre), relativo a las características de los aceites de oliva y de los aceites de orujo de oliva y sobre sus métodos de análisis.
    - Modificaciones:
      - REGLAMENTO (CE) 2472/97 de la Comisión, de 11 de diciembre (DOCE L 341, de 12 de diciembre).
      - REGLAMENTO (CE) 2248/98 de la Comisión, de 19 de octubre (DOCE L 282, de 20 de octubre).
      - REGLAMENTO (CE) 796/2002 de la Comisión, de 6 de mayo (DOCE L 128, de 15 de mayo).
      - REGLAMENTO (CE) 1989/2003 de la Comisión, de 6 de noviembre (DOCE L 295, de 13 de noviembre).
- Disposiciones generales relativas a los aceites vegetales comestibles. Disposiciones comunitarias.
  - REAL DECRETO 308/1983, de 25 de enero (BOE de 21 de febrero), por el que se aprueba la Reglamentación Técnico Sanitaria de aceites vegetales comestibles.
  - REAL DECRETO 538/1993, de 12 de abril (BOE de 5 de mayo), por el que se modifican determinadas disposiciones relativas a los requisitos industriales de elaboración, circulación y comercio de aceites vegetales comestibles.
  - REAL DECRETO 1909/1995, de 24 de noviembre (BOE de 23 de enero de 1996), por el que se modifica el apartado 5.1 d) del Título III de la Reglamentación Técnico-Sanitaria de aceites vegetales comestibles, aprobada por Real Decreto 308/1983, de 25 de enero.
- Coadyuvantes tecnológicos, disolventes de extracción y aditivos.
  - ORDEN DE 13 DE ENERO DE 1986 (BOE de 22 de enero), por la que se aprueba la lista positiva de aditivos y coadyuvantes tecnológicos para su uso en la elaboración de aceites vegetales comestibles.
    - Modificaciones:
      - ORDEN DE 13 DE ENERO DE 1986 (BOE de 22 de enero), por la que se aprueba la lista positiva de aditivos y coadyuvantes tecnológicos para su uso en la elaboración de aceites vegetales comestibles.

- ORDEN DE 13 DE ENERO DE 1986 (BOE de 22 de enero), por la que se aprueba la lista positiva de aditivos y coadyuvantes tecnológicos para su uso en la elaboración de aceites vegetales comestibles.
  - ORDEN DE 13 DE ENERO DE 1986 (BOE de 22 de enero), por la que se aprueba la lista positiva de aditivos y coadyuvantes tecnológicos para su uso en la elaboración de aceites vegetales comestibles.
- Toma de muestras.
- ORDEN DE 13 DE MAYO DE 1982 (BOE de 28 de mayo), por la que se aprueban los métodos de toma de muestras de diversos productos, entre ellos, aceites y grasas.
  - REGLAMENTO (CE) 379/1999 de la Comisión, de 19 de febrero (DOCE L 46, de 20 de febrero), por el que se modifica el Reglamento (CEE) 2568/91 relativo a las características de los aceites de oliva y de los aceites de orujo de oliva y sobre sus métodos de análisis.
  - REGLAMENTO (CE) 455/2001
  - REGLAMENTO (CE) 796/2002
  - REGLAMENTO (CE) 1989/2003

## **1. Objeto**

El objetivo de este Proyecto es el diseño de una nueva planta piloto de refinación de aceites vegetales para el Departamento de la Unidad de Procesos Industriales y Medio Ambiente del Instituto de la Grasa, sito en la provincia de Sevilla, centro de investigación perteneciente al Consejo Superior de Investigaciones Científicas (CSIC). Actualmente, en este departamento de investigación cuentan con una planta piloto con la que resulta difícil trabajar debido a su modo de operación en discontinuo, a su elevada capacidad, a la ausencia de determinadas etapas del proceso completo de refinación y a sus limitaciones a la hora de pretender realizar diferentes rutas de refinación. La nueva planta piloto, objeto de este Proyecto, se diseñará con el objetivo de tener una elevada versatilidad de trabajo, mayor a la de la planta piloto actual, permitiendo trabajar en continuo a diferentes caudales y con cualquier tipo de aceite vegetal, además de poder tomar diferentes líneas de proceso según las características de la alimentación. De este modo, gracias a esta nueva instalación, los investigadores podrán mejorar sus estudios sobre el desarrollo de nuevas tecnologías para la obtención y refinación de aceites vegetales y el aprovechamiento de los subproductos, así como su investigación en la producción de biodiésel.

### **1.1. Situación de la Planta**

La planta piloto actual de refinación de aceites vegetales del Instituto de la Grasa se encuentra ubicada en la Ctra. Isla Menor s/n, en el municipio de Bellavista (Sevilla). Sin embargo, debido al traslado próximo del Instituto, el nuevo diseño se instalará en unas nuevas edificaciones que se construirán en el Campus de la Universidad Pablo de Olavide (UPO) de Sevilla (Ctra. Utrera Km. 1), junto al Centro Andaluz de Biología del Desarrollo (centro mixto de investigación de la UPO, el CSIC y la Junta de Andalucía). Se prevé que el edificio donde se instalará la nueva planta será una nave industrial de 8 metros de altura y de 10x12 metros de superficie.



## **2. Alcance**

El presente Proyecto abordará el diseño y el dimensionamiento de cada una de las etapas que componen el proceso de refinación de aceites vegetales para una capacidad de 100 Kg/h, así como la disposición de las mismas en planta. Por otro lado, se realizará el diseño mecánico e hidráulico de las tuberías implicadas en el proceso y se llevará a cabo la selección de los equipos necesarios en el mercado, así como el estudio del control e instrumentación de la instalación. Por último, se incluirá un Estudio Ambiental por los posibles daños que la planta pudiera ocasionar al Medio Ambiente.

### 3. Antecedentes

Actualmente, como se ha comentado anteriormente, en el Instituto de la Grasa de Sevilla existe una instalación con una capacidad de trabajo de 200 Kg/h, que resulta excesivamente elevada para llevar a cabo determinados estudios, y que opera en régimen discontinuo. Este modo de operación, unido a la antigüedad de esta planta, hace que el llenado de los diferentes depósitos de las distintas etapas sea manual, lo cual hace el trabajo bastante tedioso. Asimismo, el control humano ha de ser continuo mientras se desarrolla la operación de refinación en sus distintas etapas, ya que la instalación actual tampoco posee ningún sistema de control automatizado. Por otro lado, se trata de una planta que lleva muchos años de servicio y que, por lo tanto, requeriría una serie de mejoras. Adicionalmente, precisamente por su antigüedad, la tecnología que esta instalación tiene implantada ha quedado obsoleta.



Fig. M-3.1. Planta piloto actual de refinación de aceites vegetales del Instituto de la Grasa (CSIC-Sevilla)

Por todo ello, y aprovechando el cambio de sede del Instituto, se decidió renovar esta planta piloto por otra que reuniera condiciones de versatilidad, en caudales y rutas de refinación, continuidad y que proporcionase un caudal final de aceite refinado de 50 Kg/h, por lo cual, después de realizar un estudio de pérdidas durante el proceso, la planta se ha diseñado para una capacidad de 100 Kg/h.

Para llevar a cabo el diseño de la instalación y, por tanto, de cada una de las etapas del refinado, se ha partido de un tipo de aceite que suele ser uno de los más difíciles de refinar, el aceite de orujo, procedente de la extracción con hexano de los

sólidos obtenidos tras la presión de las aceitunas para obtener el aceite de oliva virgen. Además, de los dos tipos de refinación que se pueden llevar a cabo, química o física, el aceite de orujo requiere aquella que pasa por todas las etapas, es decir, la refinación química, aunque, evidentemente, la planta estará preparada para efectuar ambos tipos de refinación.

## 4. Normas y Referencias

### 4.1. Disposiciones Legales y Normas Aplicadas

- Ley 21/1992 de Industria.
- Decreto 59/2005 por el que se regula el procedimiento para la instalación, ampliación, traslado y puesta en funcionamiento de los establecimientos industriales, así como el control, responsabilidad y régimen sancionador de los mismos.
- Real Decreto 1244/1979, por el que se aprueba el Reglamento de Aparatos a Presión.
- Real Decreto 379/2001 por el que se aprueba el Reglamento para el Almacenamiento de Productos Químicos.
- Ley 7/1994 de Protección Ambiental de Andalucía.
- Ley 31/1995 de Prevención de Riesgos Laborales.
- Real Decreto 2267/2004 por el que se aprueba el Reglamento de Protección contra Incendios en los establecimientos industriales.
- Reglamento electrotécnico para Baja Tensión (RD 842/2002)
- Código ASME Sección VII, División I. Boiler and Pressure Vessel Code (2004).
- Código ASME Sección II. Materials (2004).
- Norma UNE 157001:2002 sobre los criterios generales para la elaboración de proyectos.
- Real Decreto 3000/1979, de 7 de diciembre, sobre regulación de procesos industriales en el sector del aceite de oliva. (BOE nº 16 de 18 de enero de 1980).
- Real Decreto 308/1983, de 25 de enero, por el que se aprueba la Reglamentación Técnico-Sanitaria de aceites vegetales comestibles. (BOE nº 44 de 21 de febrero y corrección de errores en BOE nº 117 de 17 de mayo).
- Orden de 12 de diciembre de 1984 sobre entrega de aceite de oliva virgen por las almazaras a sus cosecheros para autoconsumo. (BOE nº 5 de 5 de enero de 1985).

- Real Decreto 259/1985, de 20 de febrero, por el que se complementa la Reglamentación Técnico-Sanitaria de Aceites Vegetales Comestibles, con la aplicación de la determinación de eritrodiol en los aceites de oliva. (BOE nº 56 de 6 de marzo).
- Orden de 13 de enero de 1986 por la que se aprueba la lista positiva de aditivos y coadyuvantes tecnológicos para uso en la elaboración de aceites vegetales comestibles (BOE núm. 19 de 22 de enero).
- Real Decreto 2551/1986, de 21 de noviembre, por el que se regula la elaboración de "aceite de orujo refinado y de oliva". (BOE nº 302 de 18 de diciembre).
- Reglamento (CEE) nº 2568/91 de la Comisión, de 11 de julio de 1991, relativo a las características de los aceites de oliva y de los aceites de orujo de oliva y sobre sus métodos de análisis. (DOL nº 248 de 5 de septiembre).

## 4.2. Bibliografía

### 4.2.1. Manuales

- “EDIBLE OIL PROCESSING”, Edited by Wolf Hamm and Richard J. Hamilton, Sheffield Academic Press, England, 2000.
- “FATS AND OILS: FORMULATING AND PROCESSING FOR APPLICATIONS”, R. D. O’Brien, 2ª Edición, Editorial CRC Press, EEUU, 2004.
- “MANUAL DEL ACEITE DE OLIVA”, Ramón Aparicio y John Harwood, 1ª Edición, AMV EDICIONES y EDICIONES MUNDI-PRENSA, Madrid, 2003, Cap. 17: Refinación de aceite de oliva y de orujo de aceituna, Mª V. Ruiz-Méndez.
- “MANUAL DE PROCESAMIENTO Y UTILIZACIÓN DE ACEITE DE SOJA”, Erickson, Pryde, Brekke, Mounts, Falb
- “FATTY ACIDS”, Klare S. Markley, Interscience Publishers, Inc., 1947, London.

- “ACEITES Y GRASAS INDUSTRIALES”, Alton E. Bailey, Editorial Reverté, 2ª Edición, 1951, Barcelona.
- “LOS ACEITES Y GRASAS: COMPOSICIÓN Y PROPIEDADES”, Enrique Graciani Constante, AMV EDICIONES y EDICIONES MUNDI-PRENSA, 1ª Edición, 2006, Sevilla.
- “EDIBLE FATS AND OLIS PROCESSING: BASIC PRINCIPLES AND MODERN PRACTICES”, Edited by David R. Erickson, American Oil Chemists’s Society, EEUU, 1990.
- “BAILEY’S INDUSTRIAL OIL & FAT PRODUCTS”, Volumen 2: “Edible Oil & Fat Products: Oils and Oil Seeds”, Edited by Y.H. Hui, 5ª Edición, Editorial Advisory Board, EEUU, 1996.
- “FATS AND OILS: CHEMISTRY AND TECHNOLOGY”, Edited by R.J. Hamilton and A. Bhati, Applied Science Publishers, London, 1980.
- “LIPID TECHNOLOGIES AND APPLICATIONS”, Edited by Frank D. Gunstone y Fred B. Padley, Editorial Marcel Dekker, Inc., EEUU, 1997.
- “THE PROPERTIES OF GASES AND LIQUIDS”, J.P. O’Connell and Others, 5ª Edición, Editorial McGraw-Hill, New York (etc.), 2001.
- “MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO”, R.H.Perry, Tomos I, II, III y IV, 4ª Edición, Editorial McGraw-Hill, Madrid (etc.), 2001.
- “OPERACIONES UNITARIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA”, W.L. McCabe, J.C. Smith, P. Harriott, 4ª Edición, Editorial McGraw-Hill, Madrid (etc.), 1998.
- “TRANSFERENCIA DE CALOR”, J.P. Holman, 8ª Edición, Editorial McGraw-Hill, Madrid (etc.), 1998.
- “TRANSPORT PHENOMENA”, R.S. Brodkey, H.C. Hershey, Editorial McGraw-Hill, New York (etc.), 1998.
- “INGENIERÍA TÉRMICA Y DE FLUIDOS”, P. Fernández Díez, Universidad de Salamanca.
- “MANUAL DE RECIPIENTES A PRESIÓN, DISEÑO Y CÁLCULO”, E.F. Megyesy, 7ª Edición, Editorial Limusa Noriega Editores, México, 2001.
- “DISEÑO CONCEPTUAL DE SEPARADORES”, M.J. Martínez, Editorial Ingenieros Consultores S.R.L., Venezuela.
- “HANDBOOK OF SEPARATION PROCESS TECHNOLOGY”, R.W. Rousseau, Editorial John Wiley & Publication, New Cork (etc.), 1987.

- “PROBLEMAS DE INGENIERÍA QUÍMICA”, J. Ocon García y G. Tojo Barreiro, Editorial Aguilar, Tomo I.
- “CONTROL E INSTRUMENTACIÓN DE PROCESOS QUÍMICOS”, P. Ollero de Castro, E. Fernández Camacho, Editorial Síntesis, Madrid, 1997.
- “ESTRATEGIA EN INGENIERÍA DE PROCESOS”, D.F. Rudd y CH.C. Watson, Editorial Alambra, 1ª Edición, 1976, Madrid.
- “PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS”, Max S. Peters y Klaus D. Timmerhaus, Editorial McGrawHill, 4ª Edición, Singapur, 1991.

#### **4.2.2. Artículos**

- “Las pérdidas de Neutralización en nuestra planta experimental”, F.Ramos, Grasas y Aceites, vol. 5, Fasc. 5, Instituto de la Grasa, Sevilla, 1962.
- “Degumming. Theory and Practice”, J.C.Segers y R.L.K.M. van de Sande, Oil Processing Application Unit, Unilever Research Laboratory, Vlaardingen, Netherlands.
- “Experience of Prerefining of Vegetable Oils with Acids”, L.Nilsson-Johansson y col., Sweden, 1988.
- “Steam-Refined Soybean Oil: Effect of Refining and Degumming Methods on Oils Quality”, G.R. List, T.L. Mounts y col., Department of Agriculture (Illinois, EEUU), 1977.
- “The effect of degumming by hydration on the purification of high acidity solvent extracted olive oil”, C.D. Thomopoulos y C.Tzía, Department of Chemical Engineering, National Technical University of Athens (Greece), 1993.
- “Refining and Degumming Systems for Edible Fats and Oils”, ROY A. CARR, Hunt-Wesson Foods, Inc., 1945 West Valencia Drive, Fullerton, California.
- “Acid and cation activated bentonite for olive oil bleaching”, Mustafa Oguzhan Caglayan, Ali Emre Unturk, Hulya Guler, Journal of American Oil Chemists’ Society.
- “The Freundlich Isotherm in Studying Adsorption in Oil Processing”, A. Proctor, J.F. Toro-Vázquez, JAOCS, Vol. 73, nº 12, 1996.

- “Bleaching of edible fats and oils”, Cooperative work of the German Society for Fat Science (DGF), by the Study Group “Technologies for Industrial Processing of Fats and Oils”, *Eur. J. Lipid Sci. Technol.* 103 (2001) 505–508.
- “Investigation of the properties of oil at the bleaching unit of an oil refinery”, G. Kaynak, M. Rezos, H. Kara, *Journal of Colloid and Interface Science* 280, 2004, 131-138.
- “Mayor factors that influence bleaching performance”, A.D. Rich, Bennett-Clark Company Inc, Nacogdoches, Texas, *JAACS*, 1967 (Vol. 44).
- “Use of bleaching, cáliz, in processing edible oils”, L.L. Richardsson, Filtrol Corporation, *JOACS*, 1978 (Vol. 55).
- “Compararison of tray, thin-film deodorization”, D. Ahrens, *INFORM*, Vol. 9, nº 6, 1998.
- “Deodorization technology”, P. Sjöberg, *Lipid Technology*, April-June 1991.
- “Predicting vapor-liquid equilibra of fatty systems”, R. Ceriani, Antonio J.A. Meirelles, *Fluid Phase Equilibria* 215, 2004, 227-236.
- “Desodorización y tendencias”, K. Carlson de Jonson Loft Engineers Inc., *Aceites y Grasas*, Diciembre 1994.
- “Soybean oil: modern processing and utilization”, *Inform*, Vol. 2, nº 3, March 1991.
- “Estimating costs of shell and tubes heat exchangers”, G.P. Purohit, Fluor Corp., *Chemical Engineering*, 32 de Agosto, 1983.

### 4.3. Programas de Cálculo

Para el desarrollo de los cálculos de diseño del presente Proyecto se ha utilizado el programa Microsoft Office Excel. Además, para la realización de los planos se ha utilizado el programa de dibujo Autocad, y para los diagramas de flujo se ha empleado el programa Microsoft Office Visio.



## 5. Definiciones y Abreviaturas

- **Ácido Graso Libre (AGL o FFA).** Es un compuesto orgánico formado por un grupo funcional ácido seguido de una cadena hidrocarbonada que puede estar saturada o insaturada. Tiene la forma R-COOH. Cada ácido graso posee unas iniciales y se designa con un número correspondiente al número de carbonos que tiene seguido de dos puntos y del número de dobles enlaces que presenta. Las abreviaturas de los ácidos grasos libres que en este Proyecto van a aparecer son los siguientes:
  - Po: Ácido Palmitoleico
  - P: Ácido Palmítico
  - Ln: Ácido Linolénico
  - Li: Ácido Linoleico
  - O: Ácido Oleico
  - S: Ácido Esteárico
  - A: Ácido Araquídico
  
- **Triglicérido (TGL).** Es un compuesto orgánico constituido por una molécula de glicerol esterificada con tres ácidos grasos libres. Tiene la forma:



Los triglicéridos se nombrarán con sus abreviaturas, las cuales están formadas por las abreviaturas de los ácidos grasos que componen el triglicérido. Así:

- POLi: Ácido Palmitoleico, Ácido oleico, Ácido linoleico
- POO: Ácido Palmitoleico, Ácido oleico, Ácido oleico
- OOLi: Ácido oleico, Ácido oleico, Ácido linoleico
- OOO: Ácido oleico, Ácido oleico, Ácido oleico

- SOO: Ácido esteárico, Ácido oleico, Ácido oleico
  
- **Materia insaponificable.** Está constituida por un conjunto de compuestos que no se pueden eliminar por neutralización o saponificación. Esta fracción del aceite está formada por esteroides, tocoferoles (vitamina E), carbohidratos, pigmentos y vitaminas, fundamentalmente.
  
- **Compuestos volátiles.** Son compuestos formados fundamentalmente por aldehídos, alcoholes, cetonas, ésteres y otros compuestos orgánicos.
  
- **Acidez.** Es una característica del aceite que expresa la cantidad de ácidos grasos libres totales que contiene. Se suele medir en porcentaje de ácido oleico, que es el AGL más abundante.
  
- **Emulsión.** Dispersión de un líquido en otro no miscible con él.

## 6. Descripción General del Proceso

### 6.1. Introducción

La mayoría de los aceites crudos comestibles están compuestos por más de un 90% de triglicéridos, siendo el resto una mezcla que contiene cantidades variables de mono- y diglicéridos, fosfátidos, ácidos grasos libres, productos de oxidación, materia insaponificable y otras impurezas. Las cantidades de estos componentes varían según su proceso de extracción<sup>1</sup>, su origen geográfico, época del año y, por supuesto, según su naturaleza (coco, girasol, palma, oliva, soja, etc.).

Tipo de aceite	Triglicéridos	Fosfátidos	AGL	Insaponificables
Coco	90	0,05	3	0,4
Maíz	92-95	0,7-2,0	1-3	2,0
Algodón	92-98	1,0-2,5	0,5-2	0,6
Oliva	90	0,01	1-3,5	0,8
Palma	90	0,05-0,2	2-5	0,4
Colza	90-92	1,5-3,5	1-2	0,9
Cártamo	92-99	0,4-0,6	1-2	0,6
Soja	90-93	2,0-4,0	0,5-1	1,2
Girasol	93-99	0,5-1,3	0,5-1,5	0,7

Fig. M-6.1 Constituyentes de algunos aceites vegetales crudos (expresados en % peso)

El uso más frecuente de los aceites y grasas es, por supuesto, como producto alimenticio, pero, además, también se utiliza en la fabricación de barnices, cosmética, farmacopea, pinturas, alimentación animal, como lubricante, en jabonería, como fuente de sustancias beneficiosas para el organismo (tocoferoles, ácido oleico, etc.) y, especialmente, desde un tiempo a esta parte, como fuente para la producción de biodiésel.

<sup>1</sup> El modo de extracción del aceite depende de si se trata de semillas, frutos o incluso animales. Lo habitual es extraer el aceite por presión y/o por extracción con un disolvente, normalmente hexano.

La refinación de aceites comestibles tiene por objeto la eliminación de los compuestos indeseables presentes en los aceites crudos, ya sea por su toxicidad, porque comunican características de color, olor y sabor no agradables al consumidor, o porque afectan a la estabilidad del producto. Este proceso comprende, pues, un conjunto de etapas en cada una de las cuales el aceite será sometido a una serie de operaciones unitarias. Tales etapas se nombran a continuación:

- a) **Desgomado**. Es la etapa de refinación en la que se eliminan los fosfátidos, fundamentalmente, además de algunos carbohidratos, proteínas, trazas de metales y otras impurezas.
- b) **Neutralización**. El objetivo de esta etapa es la eliminación de los ácidos grasos libres mediante su neutralización con un medio alcalino. Además, se eliminarán los fosfátidos no arrastrados anteriormente, metales, colorantes y el ácido empleado en la etapa anterior.
- c) **Lavados**. En esta etapa se separan del aceite los jabones producidos en la etapa anterior.
- d) **Secado**. Con este paso se busca la eliminación de agua del aceite, proveniente de etapas anteriores o de su origen natural.
- e) **Decoloración**. Esta fase del proceso consiste, principalmente, en la reducción de pigmentos (carotenos, clorofila, etc.), además de restos de fosfolípidos, jabones, trazas de metales y productos de oxidación.
- f) **Desodorización**. Con esta última etapa se persigue la reducción de ácidos grasos libres y la eliminación de olores y otros componentes volátiles mediante una operación de destilación. Además, se consigue la potenciación del gusto, sabor, olor y la mejora de la estabilidad.

Existe otra etapa de refinación denominada Winterización/Descerado, consistente en la eliminación de aquellos compuestos que cristalizan a temperaturas bajas, como son las ceras y triglicéridos saturados, mediante un proceso de

crystalización por enfriamiento. Esta etapa, aun no siendo objeto de diseño en este Proyecto, será comentada con posterioridad.

Como resultado se obtendrá un aceite refinado en el que se habrán eliminado o reducido a cantidades mínimas aquellas sustancias que influyen negativamente en la calidad o estabilidad del mismo, consiguiendo un aspecto y propiedades organolépticas que lo harán apto para el consumo humano.

## 6.2. La Refinación Química y la Refinación Física

Existen dos métodos de refinación de aceites: refinación química y refinación física. En la primera de ellas, prácticamente todos los ácidos grasos, junto con otras impurezas, son eliminados durante la etapa de Neutralización mediante una disolución alcalina. Por su parte, la refinación física se caracteriza por la ausencia de tal etapa, por lo que los AGL son eliminados mediante un proceso de destilación. Por ello, la refinación física sólo requiere tres etapas, mientras que la refinación convencional puede necesitar más de seis, con continuas separaciones de fases que nunca se realizan con el 100% de eficacia, como se verá más adelante.

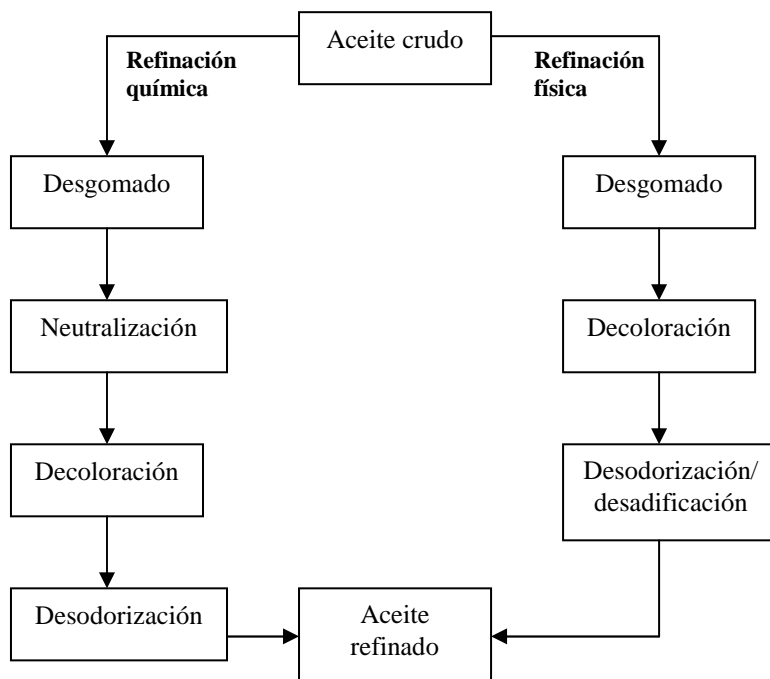


Fig. M- 6.2 Esquema-resumen de las líneas de proceso química y física

La refinación física ofrece importantes ventajas con respecto a la refinación química, tales como:

- Mayor rendimiento del proceso.
- Recuperación de AGL de gran calidad como subproductos.
- Reducción del uso de compuestos químicos, con su correspondiente ahorro económico y energético.
- Reducción en el consumo de agua durante el proceso.
- Una notable reducción en lo que respecta al impacto ambiental, ya que, además de la no utilización de compuestos químicos, reduce la polución debida a las aguas jabonosas consecuentes de la neutralización.

Sin embargo, a pesar de las numerosas ventajas que posee la refinación física, no siempre puede ser aplicable a cualquier tipo de aceite. La elección final entre un modo de refinación u otro depende, principalmente, de dos factores: la calidad del aceite a refinar y la acidez del mismo. Cuando se trata de un aceite de baja calidad, es decir, cuando el grado de productos indeseables que hay que eliminar o minimizar es considerable, es aconsejable efectuar la refinación química, ya que dicha eliminación es mucho más fácil y rápida con un tratamiento alcalino (neutralización) que con un proceso basado simplemente en operaciones físicas. Por otro lado, la cantidad de ácidos grasos va a limitar la práctica de una u otra refinación: por ejemplo, la aplicación de una refinación física a aceites con acidez elevada pueden provocar un efecto de interesterificación (modificación de los triglicéridos) en el aceite refinado. Por tanto, en líneas generales, cuando la acidez del aceite supera el 2% aproximadamente, se realizará refinación química, mientras que para valores inferiores se realizará, siempre que la calidad del aceite lo permita, refinación física. En la realización de este Proyecto, esta será la premisa fundamental para utilizar uno u otro tipo de refinación, aunque, obviamente, en la práctica real, dicha elección tendrá en cuenta otros factores que dependerán de las características y procedencia del aceite.

Por otra parte, cabría la posibilidad de neutralizar el aceite con reactivos químicos hasta una acidez que pudiese ser eliminada mediante destilación de los ácidos grasos, todo ello sin que el producto resultase con defectos. Es lo que se denomina “refinación mixta”, que tiene por objeto minimizar las pérdidas.

## 7. Requisitos de Diseño

### 7.1. Capacidad y Diseño de la Planta Piloto

Uno de los requisitos básicos para el diseño de esta planta piloto es la obtención de un mínimo de 50 Kg/h de aceite refinado mediante una operación en continuo. Para ello, y tras realizar estudios de las diferentes pérdidas que se pueden dar a lo largo del proceso, se decidió que la capacidad de diseño de la planta sería de 100 Kg/h (ANEXO I, apartado 1).

Por otro lado, otra de las características que ha de cumplir la planta piloto es la capacidad para poder trabajar realizando refinación física o química, según el tipo de aceite a refinar. Por ello, se decidió diseñar, previamente, una planta piloto de refinación química, empleando como alimentación un aceite complicado de refinar como es el aceite de orujo. Posteriormente, una vez diseñadas todas las etapas para la refinación convencional, se procedió al redimensionamiento de aquéllas cuyo caudal de alimentación fuese variable si se decidía realizar una refinación física, tomando como caudal de diseño el mayor de todos ellos.

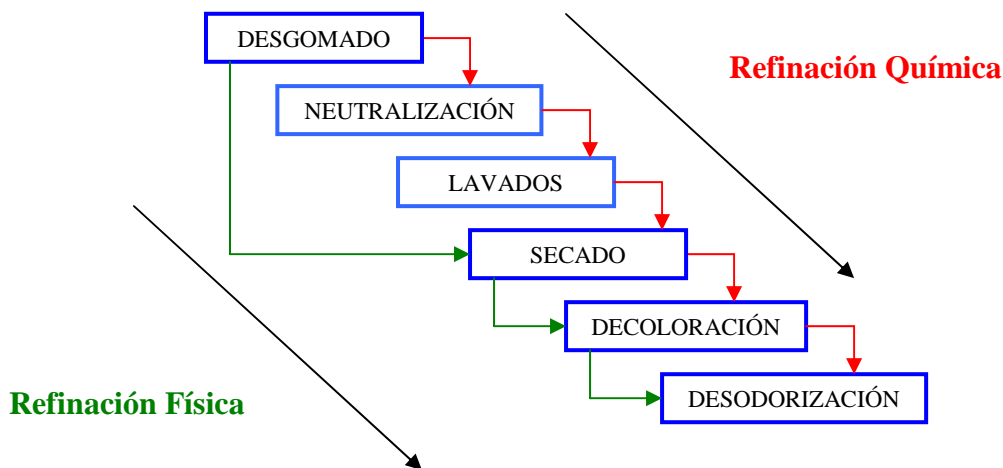


Fig. M-7.1 Etapas en la Refinación Física y en la Refinación Química

Como se puede observar en el esquema superior, las etapas que se redimensionarán serán el Secado, la Decoloración y la Desodorización.

Por último, añadir en este apartado que, como ya se observará en el diseño y selección de los equipos, toda la planta estará construida en acero inoxidable 316, debido a que, al tratarse de un fluido alimentario, se deben utilizar materiales que no alteren las características de su contenido ni la de ellos mismos.

## 7.2. Servicios Disponibles

La instalación dispondrá de servicios compartidos de agua corriente y vapor saturado a un máximo de 15 Kg/cm<sup>2</sup>. Además, contará con la instalación del sistema eléctrico.

## 7.3. Composición y Propiedades de la Alimentación

Como ya se ha comentado anteriormente, se tomará como aceite de alimentación aceite de orujo de oliva, obtenido por procedimientos químicos del sólido resultante de la extracción mecánica del aceite de oliva en las almazaras. La elección de este aceite se debe, principalmente, a su dificultad para ser refinado, con el fin de que la planta piloto a diseñar sea capaz de trabajar en las condiciones más desfavorables posibles. Además, se ha seleccionado una composición tipo, que se ajusta a la realidad y de la cual partiremos; es la siguiente:

COMPOSICIÓN DE LA ALIMENTACIÓN	
Compuesto	%
Fosfátidos	0.6
AGL	10
Ceras	0.06
Humedad/Agua	0.27
Pigmentos	0.2
Volátiles	0.2
Mat. Insaponificable	1.5
Triglicéridos	87.17



A continuación, se especificará la composición del 10% de AGL:

COMPOSICIÓN DE AGL	
Compuesto	%
Ácido Palmitoleico (Po)	0,6
Ácido Palmítico (P)	9
Ácido Linolénico (Ln)	0,7
Ácido Linoleico (Li)	6,3
Ácido Oleico (O)	80,3
Ácido Esteárico (S)	2,7
Ácido Araquídico (A)	0,4

De la misma manera, se hará lo propio con los triglicéridos:

COMPOSICIÓN DE TRIGLICÉRIDOS	
Compuesto	%
POLi	7,4
POO	23,1
OOLi	8,5
OOO	54,6
SOO	6,4

Como se puede observar, se trata de una mezcla muy compleja y que, por supuesto, variará, no sólo de un tipo de aceite a otro, sino también entre aceites de la misma clase.

El aceite constituye un fluido cuyas propiedades cambian enormemente con la temperatura, por lo que se proporcionarán en cada caso según sea la temperatura de operación (ANEXO I). No obstante, se puede adelantar que su densidad se encuentra por debajo de la del agua y que su alta viscosidad a temperatura ambiente hace que se clasifique dentro de los fluidos muy viscosos.

## 7.4. Estudio de las Pérdidas durante el Proceso

Durante la refinación, los aceites van a experimentar una serie de pérdidas que es necesario cuantificar si se quiere obtener un caudal determinado de producto refinado. Las pérdidas que se han considerado son las siguientes:

- *Pérdidas debidas a las centrífugas*: tomando como referencia experiencias previas realizadas en el Instituto de la Grasa, se considerará que la eficacia de las distintas centrífugas que intervienen en el proceso es de un 95%.
- *Pérdidas por neutralización*: durante la Neutralización, se producen pérdidas debidas a la saponificación de aceite neutro<sup>1</sup> (saponificación parásita) formándose, en consecuencia, la pasta jabonosa que se va a separar de la corriente de alimentación y produciendo la baja eficiencia de la separación centrífuga por la formación de emulsiones. Para medirlas existen varios métodos, entre los cuales se encuentra la pérdida Wesson<sup>2</sup>, que se define como:

$$\text{Pérdida Wesson (W)} = (A + I + H + F) \cdot 1,1$$

donde:

A: Acidez; I: Insaponificables; H: Humedad; F: Impurezas

Sabiendo el valor de W, podemos estimar las pérdidas por neutralización ( $P_N$ ) de la siguiente manera:

- Si el contenido en AGL  $\leq 3\%$ , entonces  $P_N = 1,25 \cdot W + 0,8$
- Si el contenido en AGL  $> 3\%$ , entonces  $P_N = 1,35 \cdot W$

El valor de W puede variar desde 1,5, para el aceite de soja, hasta 12,5, para el aceite de orujo (valores aproximados). Por ello, se tomará el valor más desfavorable, es decir,  $W = 12,5$ .

<sup>1</sup> Explicación más detallada en el apartado 8.2.1.

<sup>2</sup> “Las pérdidas de neutralización en nuestra planta industrial (Ensayos semi-industriales)”, F. Ramos, Instituto de la Grasa, Departamento Industrial, Grasas y Aceites, Vol.13 (1962), Fascículo 5.

Es debido a estas pérdidas por lo que, en general, la refinación física tiene mejores rendimientos en la producción que la química.

## 8. Análisis de Soluciones y Resultados Finales

En el siguiente capítulo se describirán con detalle cada una de las etapas de la refinación, adjuntando y explicando en cada caso el diagrama de flujo correspondiente y las condiciones de operación impuestas, que, además, constituirán las bases para el diseño de cada uno de los equipos que componen cada subproceso.

### 8.1. Desgomado

#### 8.1.1. Fundamentos del Desgomado

El objetivo principal de esta etapa, también llamada depuración o desmucilaginación, es la eliminación de los fosfolípidos, comúnmente denominados fosfátidos o gomas. Estos compuestos están constituidos por una molécula de glicerol esterificada en posición 1-2 con ácidos grasos y en posición 3 con el ácido fosfórico que, a su vez, está normalmente unido a un grupo polar de naturaleza variada.

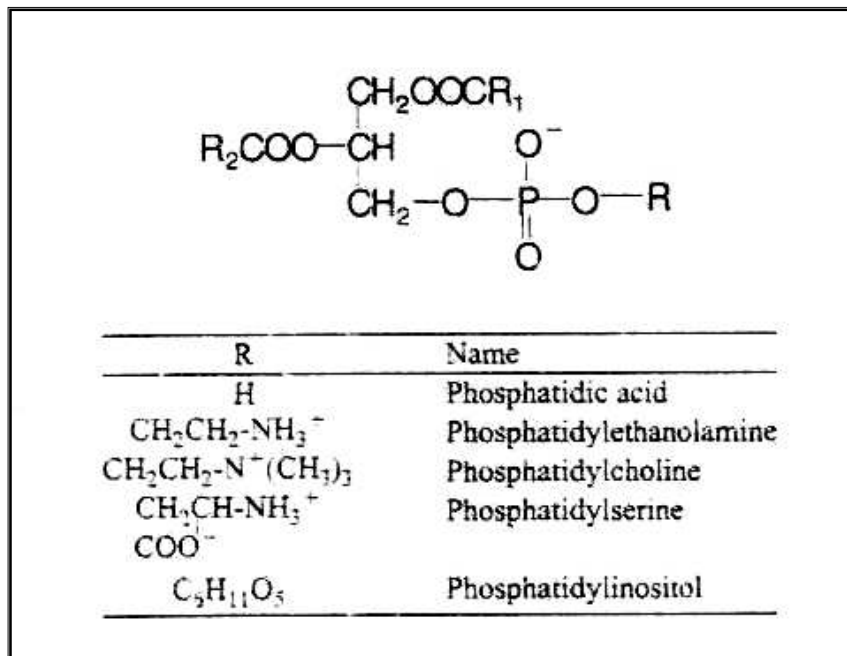


Fig. M-8.1 Representación molecular de un fosfátido. Fosfátidos más comunes

La eliminación de los fosfátidos durante el proceso de refinación resulta esencial por varios motivos:

- Los fosfolípidos son compuestos altamente emulsionantes, lo que supone un aumento en las pérdidas por refinación.
- Normalmente están asociados a metales prooxidantes, principalmente hierro, que disminuyen la estabilidad del producto y le confieren turbidez por aparición de precipitados.
- Si los fosfátidos permanecen durante la desodorización, el aceite adoptará un color más oscuro y tendrá peores caracteres organolépticos y estabilidad.
- En el caso en que se realice la winterización, pueden impedir la correcta formación de los cristales y la separación de las fases formadas.

Se pueden distinguir dos tipos de fosfátidos: hidratables y no hidratables. Los fosfátidos hidratables, que constituyen la mayoría, se hacen insolubles en el aceite mediante un proceso de hidratación. Es decir, estos compuestos hidratados se hinchan y forman geles de mayor gravedad específica que el aceite, de forma que se aglomeran en forma de partículas floculadas, pudiendo así ser eliminados fácilmente por separación física. De esta manera, se extraerán del aceite aproximadamente el 90% de los fosfátidos presentes en él. Por otro lado, existe un porcentaje de fosfátidos no hidratables, presentes en forma de sales de calcio y magnesio, que no podrán ser eliminados sólo con agua o en la neutralización posterior, y que pueden provocar un efecto perjudicial sobre la calidad del aceite. Por ello, para eliminar estas gomas se adicionará ácido fosfórico o ácido cítrico, que convierten los fosfolípidos no hidratables en hidratables, facilitando su precipitación en presencia de agua y su posterior separación mediante centrifugado. La reacción por la que los fosfátidos no hidratables se convierten en hidratables es la siguiente:

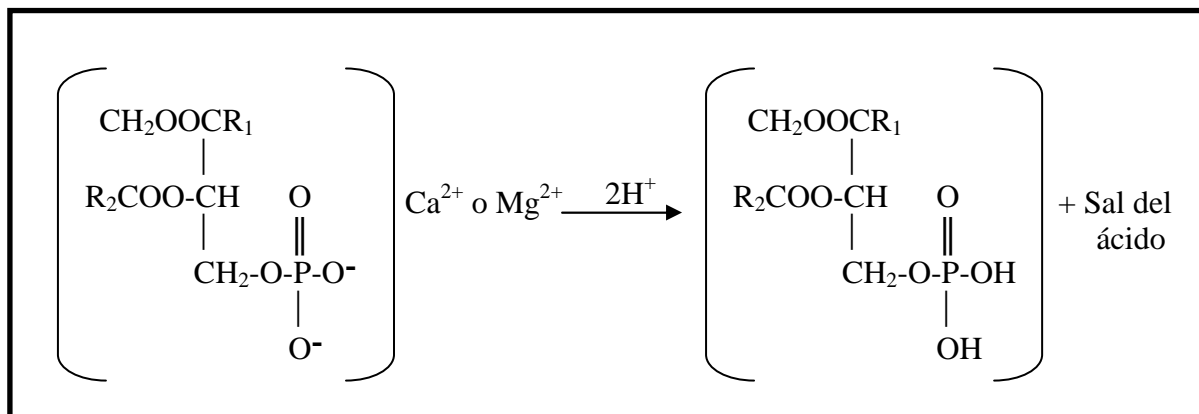


Fig. M-8.2 Reacción de la sal del fosfátido con el ácido (Ejemplo con el ácido fosfatídico)

Como agentes desgomadores valdrían también otros ácidos y soluciones salinas. Sin embargo, en la industria alimentaria sólo se permite el uso del cítrico y del fosfórico, siendo este último el de utilización más extendida por ser más económico.

Además del aceite libre de gomas, tras la etapa de Desgomado se obtienen unos lodos que constituyen la materia prima de la lecitina<sup>1</sup>, compuesto ampliamente utilizado en procesos industriales, fundamentalmente alimentarios, por sus propiedades emulsificantes, humectantes, coloidales, antioxidantes y fisiológicas. Por otro lado, en procesos discontinuos, el Desgomado suele ser útil para evitar la formación de precipitados indeseados en caso de que el aceite vaya a sufrir procesos de almacenamiento o transporte durante periodos de tiempo prolongados.

Para determinar la cantidad de fosfátidos en el aceite, se analiza la cantidad de fósforo presente y ésta, en partes por millón (ppm), se multiplica por 25 (relación entre los pesos específicos del fósforo y los fosfátidos). A continuación se presenta una tabla que proporciona la cantidad habitual de fosfátidos en distintos tipos de aceite.

<sup>1</sup> La obtención y procesamiento de la lecitina no son objeto de este Proyecto.

Tipo de aceite	Fosfátidos (%) *	Fósforo (ppm)
Colza	0,5-3,5	200-1400
Soja	1,0-3,0	400-1200
Algodón	1,0-2,5	400-1000
Maíz	0,7-2,0	250-800
Girasol	0,5-1,3	200-500
Cártamo	0,4-0,6	150-250
Cacahuete	0,3-0,7	100-300
Palma	0,03-0,1	15-30
Coco	0,02-0,05	10-20

\*fósforo (ppm) = fosfátidos (%) x 10<sup>4</sup>/25

Tabla M-8.1 Cantidad de fosfátidos en algunos aceites habituales

### 8.1.2. Análisis de Alternativas

Existen varios métodos para realizar el Desgomado, los cuales se analizarán a continuación:

#### a) *Desgomado con Agua clásico*

En este método, el aceite se lleva hasta una temperatura comprendida entre 60 y 80 °C, añadiendo, posteriormente, un porcentaje de agua que suele oscilar entre el 1-3%. Tras un tiempo de retención, las fases formadas se separan mediante centrifugación. El principal inconveniente de este proceso es la no eliminación de los fosfátidos no hidratables.

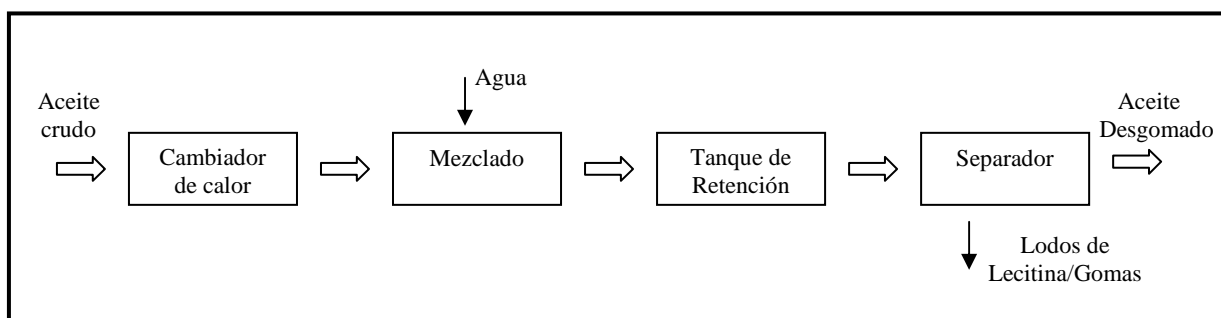


Fig. M-8.3 Desgomado con agua clásico

b) Desgomado Ácido

Con este procedimiento el aceite alcanza una temperatura de 60-90 °C. A continuación, se realiza un tratamiento con ácido, normalmente ácido fosfórico, para hacer que los fosfolípidos no hidratables se transformen en hidratables. Posteriormente, puede haber una adición de agua en el proceso.

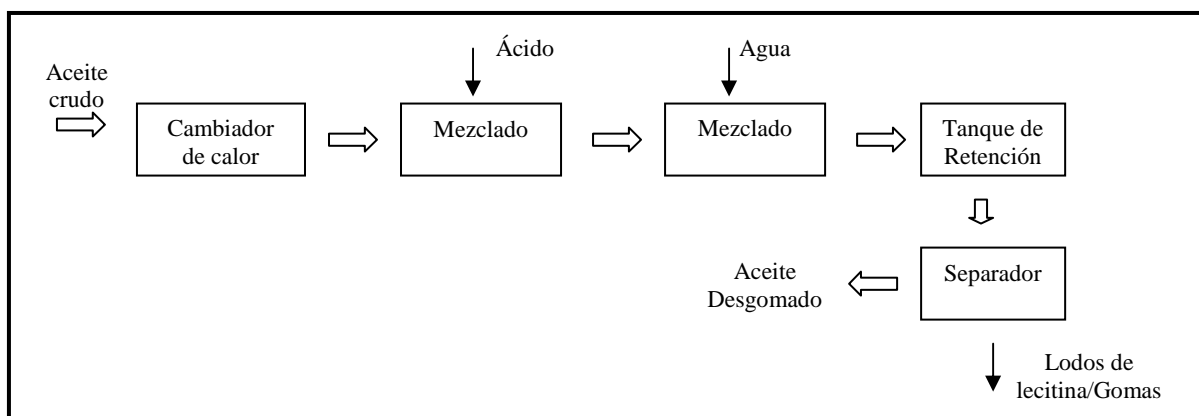


Fig. M-8.4 Desgomado con ácido

c) Desgomado Especial

En este método el aceite es previamente calentado hasta una temperatura óptima de hidratación, que suele ser unos 70 °C. Seguidamente, se realiza un primer tratamiento con ácido y, tras un tiempo de retención, se procede a realizar un tratamiento con sosa, para neutralizar el ácido, y con agua, para hidratar las gomas. Con el tratamiento cáustico también se consiguen transformar los fosfátidos en sales de sodio solubles en agua, fase que luego es eliminada por centrifugación tras un breve calentamiento previo de la mezcla.

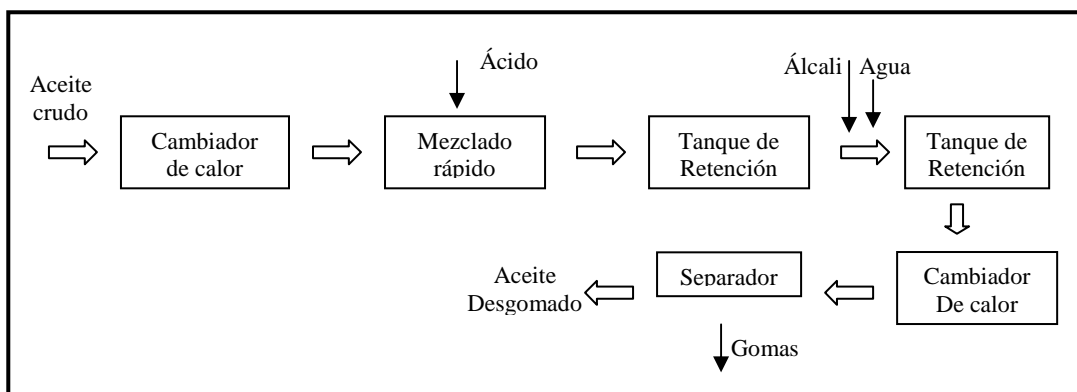


Fig. M-8.5 Desgomado Especial



d) Super-UniDesgomado de Unilever

Este proceso se puede dividir en dos fases:

- *Super-Desgomado*: consiste en realizar una reacción con ácido a unos 70 °C, para luego bajar la temperatura hasta unos 40 °C, y evitar así la redisolución de los flóculos de fosfolípidos formados, y para añadir una determinada cantidad de agua que hidrate a los fosfátidos. A continuación, tras un tiempo de residencia, la temperatura vuelve a elevarse para realizar la separación centrífuga de las gomas del aceite. Adicionalmente, se puede realizar un tratamiento con agua.
- *UniDesgomado*: en esta segunda fase, cuyo objetivo es eliminar las posibles gomas que no lo hayan hecho en el paso anterior, el aceite es enfriado de nuevo y se lleva a cabo un tratamiento con sosa. Tras un tiempo de espera, el aceite se vuelve a calentar para volver a ser centrifugado.

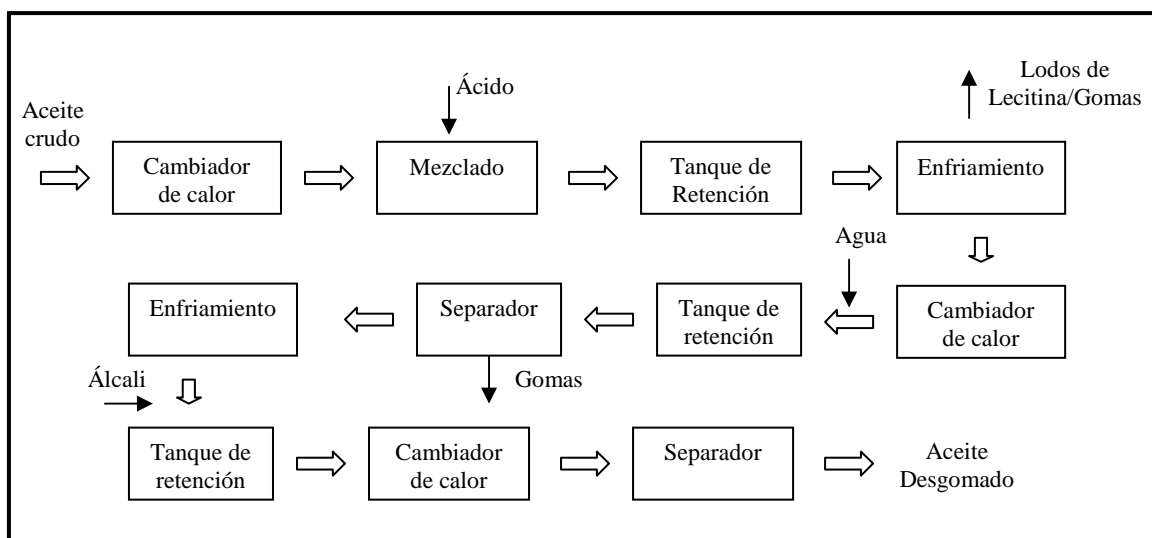


Fig. M-8.6 Super-UniDesgomado de Unilever

e) Desgomado TOP

La primera parte de este proceso consiste en un tratamiento ácido en el que la mezcla es muy rápida. Seguidamente, existe un tratamiento alcalino. Este método se caracteriza por emplear breves tiempos de reacción. Un esquema del proceso de Desgomado TOP podría ser el siguiente:

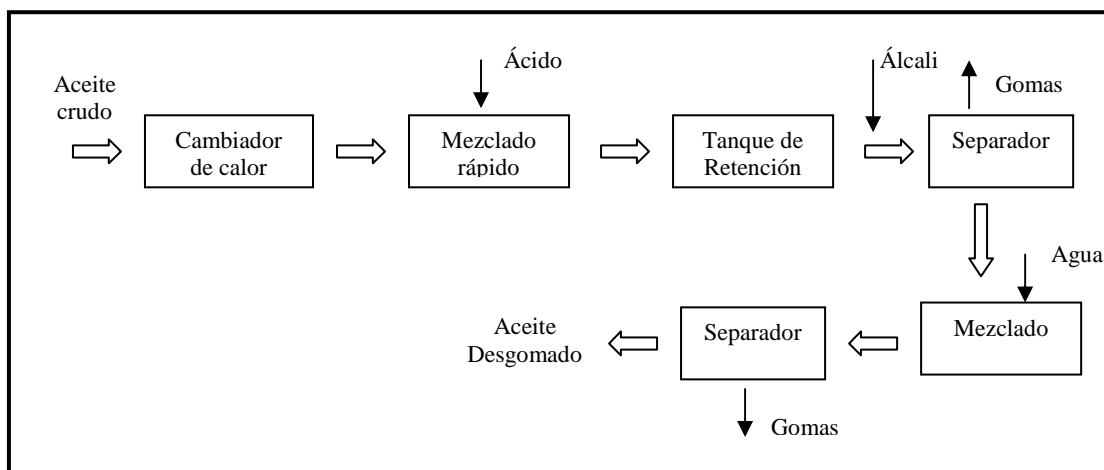


Fig. M-8.7 Desgomado TOP

f) Otros tipos de Desgomado

Existen otros procesos de Desgomado que se encuentran en estudio actualmente, como son el *Desgomado enzimático*, que utiliza una enzima para degradar los fosfolípidos, el *Desgomado suave de Tirtiaux*, que utiliza un agente quelante para eliminar los cationes de los fosfátidos no hidratables, el *Desgomado IMPAC*, que emplea unos aditivos especiales en el desgomado ácido, o el *Desgomado por ultrafiltración*, consistente en la utilización de la tecnología de membranas.

Las especificaciones en fósforo propuestas para aceites que vayan a ser sometidos a refinación física establecen que su contenido no debe ser superior a 5 ppm. En general, el Desgomado Especial, el Super-UniDesgomado y el Desgomado TOP son de los más eficientes si tenemos en cuenta el contenido de fósforo residual que queda en el aceite tratado, pudiendo conseguir valores por debajo de 5 ppm tras refinar aceites “complicados”. El Desgomado con agua es el que menos reduce el porcentaje inicial de gomas y el Desgomado ácido se encontraría en un puesto intermedio entre el anterior y los primeros comentados. Sin duda, los métodos más eficientes son los que se han nombrado en el último apartado, siendo algunos de ellos capaces de conseguir que el nivel de fósforo residual sea casi inapreciable. No obstante, la eficiencia del Desgomado depende directamente de la calidad del aceite crudo y ésta a su vez de la relación entre fosfátidos no hidratables e hidratables. Es decir, por un lado, cuanto mayor cantidad de fosfátidos no hidratables contenga el aceite, más difícil se hará esta etapa, y por otra

parte, dependiendo de la calidad de la alimentación será necesario o no un tratamiento más o menos severo.

En cuanto a los costes de operación y de equipos, los procesos de mayor coste son los que disponen de las tecnologías más avanzadas o sofisticadas (Desgomado enzimático, de ultrafiltración). A continuación, le seguirían el Super-UniDesgomado, fundamentalmente, por el número de cambiadores de calor que precisan, y el Desgomado TOP. Finalmente, estarían los restantes.

A la hora de elegir el proceso de Desgomado adecuado para el caso que nos ocupa, es decir, una planta piloto que opera en continuo, habrá que tener en cuenta si las etapas posteriores pueden intervenir de alguna manera en el objetivo que persigue la etapa en estudio.

### **8.1.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo**

En el presente Proyecto se ha decidido elegir como primer subproceso un Desgomado ácido, teniendo también la posibilidad de realizar un Desgomado sólo con agua (todo dependerá de la calidad del aceite). Asimismo, teniendo en cuenta que a continuación de esta primera etapa se efectúa el proceso de Neutralización, se podría considerar que la etapa primera pasa a ser un Desgomado Especial. En cuanto al resto de opciones, se desechan, de manera general, por su elevado coste, su falta de experiencia y porque, si se incluyen dentro de un proceso de refinación, no resultan necesarios procesos tan exhaustivos. Adicionalmente, se puede afirmar que la opción seleccionada, junto con las demás posibilidades de trabajo viables, hace que sea posible el desgomado de cualquier tipo de aceite, cumpliendo con la premisa fundamental de diseñar una planta piloto altamente versátil.

Con respecto a la planta actual del Instituto, comentar que la forma de llevar a cabo el desgomado es a partir de un solo recipiente al que se le adiciona una cantidad de agua y de ácido puntual y manualmente.

Por tanto, el diagrama de flujo de la etapa correspondiente al desgomado del aceite sería el siguiente:

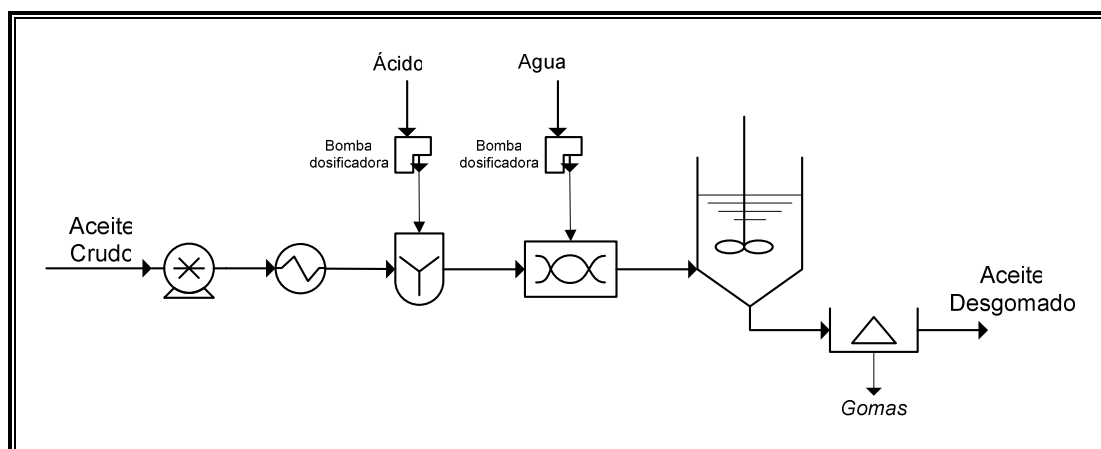


Fig. M-8.8 Diagrama de flujo de la etapa de Desgomado

Como podemos observar en el diagrama, el aceite crudo es previamente calentado en un cambiador de calor. Seguidamente, se hace reaccionar con ácido en un recipiente mezclador y, a continuación, se adiciona agua en un mezclador estático, cuya función será evitar emulsiones debidas a la agitación. Ambas corrientes, de ácido y agua, son suministradas mediante bombas dosificadoras. Finalmente, tras un tiempo de residencia en un depósito destinado para ello, la mezcla se separará en una centrífuga, obteniendo una corriente de aceite prácticamente libre de gomas.

#### 8.1.4. Parámetros de Diseño

Los principales factores que influyen en la eficacia del Desgomado son la concentración de ácido, la temperatura y el tiempo de reacción y operación, y ellos constituyen las bases para el diseño y el dimensionamiento de los distintos equipos aquí implicados.

La cantidad de ácido que se emplea en la práctica es del 0,1-0,2% con respecto al volumen de aceite si se trata de ácido fosfórico de una concentración del 85% (concentración estándar comercial) -coincide con el porcentaje que suelen emplear en

las pruebas del Instituto de la Grasa- o del 0,3% si se utiliza ácido cítrico de un 50% de pureza. En este caso, por razones económicas, se empleará el primero nombrado.<sup>1</sup>

En cuanto a la temperatura, en este tipo de sistemas se suele trabajar en un rango de 60 a 90 °C, constituyendo un intervalo óptimo que logra el equilibrio entre una alta eficiencia de Desgomado y unas menores pérdidas de aceite posteriores. Se empleará como temperatura de operación 80 °C, aunque, a efectos de diseño, se tomarán 90 °C.

En lo que se refiere al tiempo de reacción, hay que tener en cuenta que, al ser inmediata la reacción entre el ácido fosfórico y las gomas no hidratables, tiempos de tratamiento excesivamente largos a la temperatura de trabajo originan que las gomas convertidas en hidratables reviertan a su forma no hidratable. Este hecho se puede observar en la siguiente gráfica:

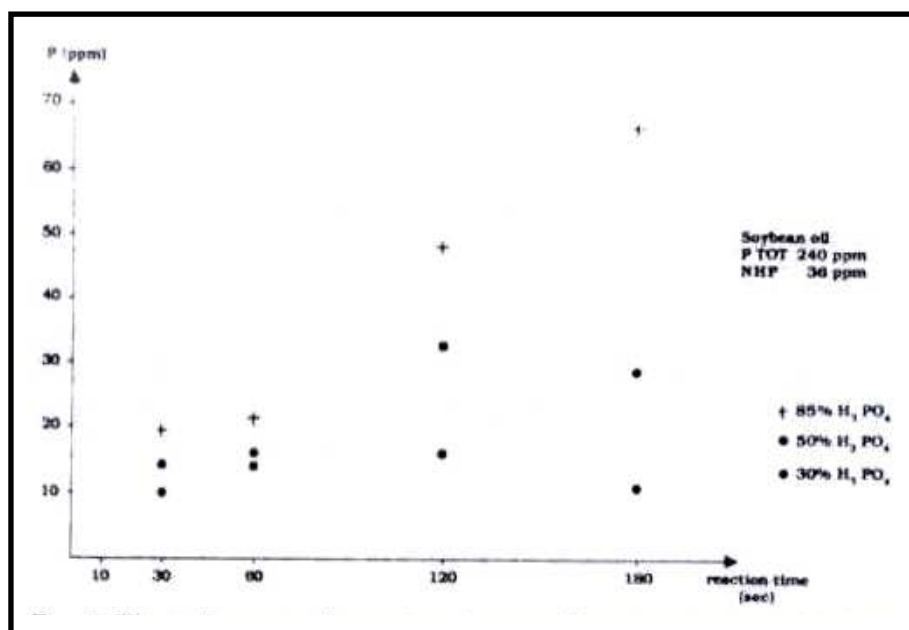


Fig. M-8.9 Influencia del tiempo de reacción y de la concentración de ácido fosfórico sobre el fósforo residual en el aceite de soja<sup>2</sup>

<sup>1</sup> “MANUAL DEL ACEITE DE OLIVA”, Ramón Aparicio y John Harwood, 1ª Edición, AMV EDICIONES y EDICIONES MUNDI-PRENSA, Madrid, 2003, Cap. 17: Refinación de aceite de oliva y de orujo de aceituna, Mª V. Ruiz-Méndez.

<sup>2</sup> “Experience of Prerefining of Vegetable Oils with Acids”, L.Nilsson-Johansson y col., Sweden, 1988.

Por ello, se ha comprobado que es suficiente un tiempo de reacción de menos de un minuto si el ácido y el aceite son mezclados perfectamente, de ahí la importancia de la intensidad del mezclado. Además, inmediatamente después de este corto tiempo de reacción, se adicionará una cantidad de agua determinada para hidratar las gomas; dicha cantidad suele ser de aproximadamente un 2% del volumen de aceite a tratar.

A continuación, la mezcla debe permanecer un tiempo de residencia de 15-20 minutos, durante el cual las gomas formarán una nueva fase, distinta del aceite, que será separada, siempre que sea necesario<sup>1</sup>, por centrifugación.

### 8.1.5. Dimensionamiento y Resultados

A continuación, se expondrán la estrategia de diseño y los resultados obtenidos para cada equipo implicado en esta etapa. Además, debido a que el Desgomado constituye la primera etapa del proceso, se incluirán también los resultados de diseño del depósito de alimentación.

#### 8.1.5.1. Depósito de alimentación

El aceite a refinar se encontrará inicialmente en un depósito de almacenamiento, el cual no precisará de elemento agitador o aislamiento alguno. La cabeza y el fondo del este depósito serán de tipo elipsoidal 2:1. Las dimensiones y características de este recipiente se muestran a continuación (apartado 2.2.1, ANEXO II):

DIMENSIONES DEL DEPÓSITO DE ALIMENTACIÓN	
<i>Volumen (L)</i>	<i>1000</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,813</i>
<i>Espesor de pared (m)</i>	<i>0,0064</i>
<i>Altura Cabeza elipsoidal 2:1 (m)</i>	<i>0,200</i>

<sup>1</sup> En el caso de que la cantidad de gomas lo permita, su separación se puede llevar a cabo directamente en la etapa de Neutralización.

<i>Altura Virola (m)</i>	1,722
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>

### 8.1.5.2. Cambiador de Calor

El cambiador de calor que se va a diseñar consiste en un sistema de tubos concéntricos por el que interiormente circulará la alimentación mientras que por el exterior y a contracorriente circulará vapor saturado a 10 bar de presión y cuyo calor cedido será producido por su condensación.

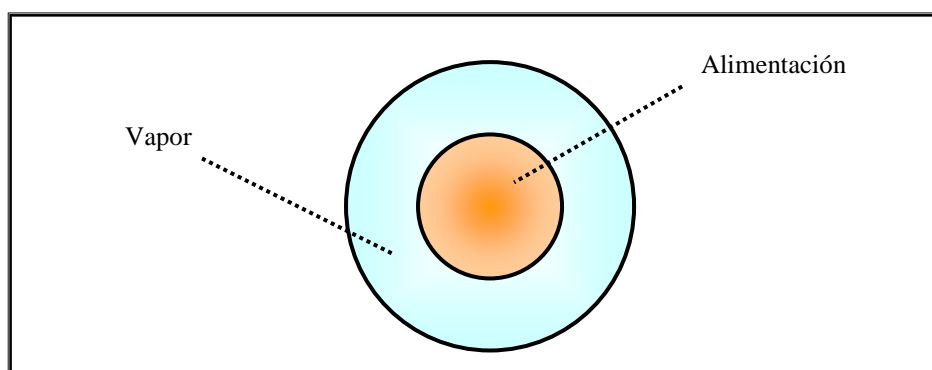


Fig.M-8.10 Vista transversal del Cambiador de calor

Los datos disponibles para la ejecución del diseño son los siguientes:

<b>DATOS DE PARTIDA</b>	
Caudal másico de aceite (Kg/h)	100
$T_{\text{entrada aceite}} (^{\circ}\text{C})$	20
$T_{\text{salida aceite}} (^{\circ}\text{C})$ <sup>8</sup>	90
P vapor (bar)	10
$T_{\text{entrada vapor}} (^{\circ}\text{C})$	179,96
$T_{\text{salida vapor}} (^{\circ}\text{C})$	179,96
Material	Acero Inoxidable 316

<sup>8</sup> El diseño se realizará para conseguir la temperatura máxima aplicable a esta etapa.

Aplicando ecuaciones empíricas para el cálculo de los coeficientes individuales de convección, y teniendo en cuenta los valores del coeficiente de transmisión por conducción y los coeficientes de ensuciamiento hallados en la bibliografía, se llegó a que el valor del coeficiente global de transmisión de calor es de  $83,34 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ . Según la bibliografía, el valor de  $U$  correspondiente a este caso<sup>9</sup> suele estar comprendido entre  $110$  y  $280 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ . Estos valores son sólo orientativos; no obstante, el hecho de que el resultado sea un poco menor sólo implicará que el equipo se sobredimensione.

Realizando los balances de energía oportunos y una serie de suposiciones previas, las características técnicas del cambiador de calor son las siguientes (apartado 2.2.2, ANEXO II, Plano N° 6):

<b>Tubo interior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>

<b>Tubo exterior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>2</i>
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>

<b>Longitud, L (m)</b>	<i>5,63 (Se han tomado 6 m)</i>
<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>	<i>0,378</i>

Debido a la longitud que resulta, se ha decidido dividir el intercambiador en seis tramos rectos, uniéndolos por tramos verticales de longitud suficiente como para que haya una distancia mínima entre ellos teniendo en cuenta la presencia del aislante. Dicho aislante, necesario para evitar la disipación energética y para la protección de los operarios, tiene las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>89</i>

---

<sup>9</sup> Realmente, estos valores corresponden al caso en el que el aceite circula por el exterior y el vapor de agua por el interior.



Como ya se verá más adelante, la alimentación podrá ser precalentada con el aceite decolorado, por lo que en este equipo entrará a mayor temperatura. No obstante, debe diseñarse sin contar con este precalentamiento para el momento del arranque de la planta.

### 8.1.5.3. Tanque-mezclador de Ácido fosfórico

Como se comentó en el apartado 8.1.4, la reacción del ácido fosfórico con los fosfátidos no hidratables contenidos en el aceite es instantánea, de manera que es suficiente menos de 1 minuto de contacto. Por ello, y para evitar la reversión de estos compuestos a su estado original y asegurar la homogeneidad de la mezcla, se diseñará un tanque mezclador de un tiempo de residencia de 1 minuto.

Para el cálculo del volumen del recipiente, es necesario disponer de los balances de materia en este punto. Así, teniendo en cuenta que la cantidad suministrada de ácido del 85% de pureza corresponderá al 0,1% de la cantidad de aceite entrante, el balance es el siguiente:

		<i>Entrada</i>		<i>Salida</i>
		<i>F1 (Kg/h)</i>	<i>B (Kg/h)</i>	<i>F2 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		100	0,118	100,118
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,6		0,600
	<i>AGL</i>	10		10,000
	<i>Ceras</i>	0,06		0,060
	<i>Humedad/H2O</i>	0,27	0,018	0,288
	<i>Pigmentos</i>	0,2		0,200
	<i>Volátiles</i>	0,2		0,200
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,5		1,500
	<i>Triglicéridos</i>	87,17		87,170
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (+Sales de Ca y Mg)<sup>10</sup></i>	0	0,1	0,100

En la tabla anterior, F1 y F2 son las corrientes de entrada y salida del mezclador, mientras que B es la corriente de ácido fosfórico.

---

<sup>10</sup> Estas sales corresponden al producto de la reacción para transformar los fosfátidos no hidratables. Como no se ha entrado en el detalle de conocer cuáles son los fosfátidos que hay concretamente y en qué proporción, se aplicará la simplificación de considerar el ácido y las sales como un todo.

Para el dimensionamiento del recipiente, se tomará el caudal másico de salida por ser superior. El depósito, diseñado según el Reglamento de Recipientes a Presión, dispondrá de un fondo cónico para favorecer la salida de la alimentación y de una cabeza semielíptica, habitual en recipientes pequeños, en la que irá acoplado un agitador. Para el tiempo de residencia estipulado, las dimensiones del mezclador son las siguientes (apartado 2.2.3, ANEXO II):

<b>DIMENSIONES DEL TANQUE-MEZCLADOR</b>		
<i>Volumen (L)</i>	3	
<i>Diámetro exterior (m)</i>	0,140	
<i>Espesor de pared (m)</i>	0,0064	
<i>Fondo cónico</i>	<i>Ángulo <math>\alpha</math></i>	30 °
	<i>Altura (m)</i>	0,110
<i>Cabeza elipsoidal 2:1</i>	<i>Altura (m)</i>	0,032
<i>Virola</i>	<i>Altura (m)</i>	0,198
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>	

El tanque mezclador estará rodeado por un aislante térmico que minimiza la disipación de energía, por un lado, y servirá como protección para los operarios, por otro. Las especificaciones del aislante son las siguientes:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	48
<i>Espesor (mm)</i>	64

La velocidad de agitación debe ser muy rápida si se quiere lograr una mezcla homogénea en tan poco tiempo siendo, además, la relación volumétrica aceite/H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> muy elevada. Es decir, en tan sólo un minuto se ha de mezclar una cantidad muy pequeña de ácido con gran volumen de aceite. El elemento agitador vendrá dado por el

fabricante en función del volumen, los compuestos a mezclar, las propiedades de dichos compuestos y las condiciones de operación.

#### 8.1.5.4. Mezclador estático

Los mezcladores sin movimiento o estáticos son aparatos comerciales en los que elementos estacionarios dividen y recombinan sucesivamente partes de la corriente del fluido a mezclar.

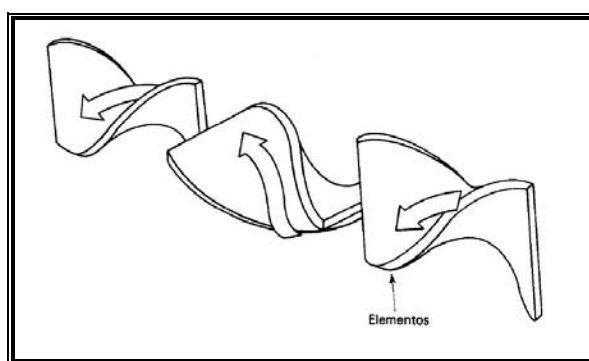


Fig. M-8.11 Ejemplo de elementos de un mezclador estático

El modo de operar de un mezclador estático es el siguiente: cada uno de los elementos helicoidales cortos divide la corriente en dos, la hace girar un ángulo de  $180^\circ$  y la descarga en el elemento siguiente que está colocado formando un ángulo de  $90^\circ$  con el borde trasero del primer elemento. El segundo elemento divide nuevamente la corriente ya dividida y la gira  $180^\circ$  en sentido contrario, y así sucesivamente. La mezcla, aun para materiales altamente viscosos, es excelente después de 6 a 20 elementos. Los mezcladores estáticos se utilizan para el mezclado de líquidos, dispersión de gases y líquidos, reacciones químicas y transmisión de calor. Son especialmente eficaces para el mezclado de fluidos de baja viscosidad con pastas o líquidos viscosos.

El motivo por el cual se decide la utilización de este dispositivo es, como ya se ha comentado anteriormente, evitar la emulsión de la mezcla agua-aceite que pudiera aparecer si agitamos rápidamente con un agitador convencional.

Para llevar a cabo la elección correcta de este dispositivo en el mercado, es necesario saber cuál es el caudal de trabajo en este punto. Por ello, a continuación se muestra el balance de materia correspondiente:

		<i>Entrada</i>		<i>Salida</i>
		<i>F2 (Kg/h)</i>	<i>C (Kg/h)</i>	<i>F3 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		100,118	2,002	102,120
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,600		0,600
	<i>AGL</i>	10,000		10,000
	<i>Ceras</i>	0,060		0,060
	<i>Humedad/H2O</i>	0,288	2,002	2,290
	<i>Pigmentos</i>	0,200		0,200
	<i>Volátiles</i>	0,200		0,200
	<i>Mat. Insaponif.</i>	1,500		1,500
	<i>Triglicéridos</i>	87,170		87,170
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (+Sales de Ca y Mg)</i>	0,100		0,100

En este caso, F2 es la corriente procedente del equipo anterior y F3 la de salida del equipo en estudio, mientras que C corresponde al caudal másico de agua que se inyecta en este punto, correspondiente al 2% de la alimentación.

De esta manera, considerando el caudal de salida (el mayor), los datos técnicos de este mezclador son los siguientes:

<b>ESPECIFICACIONES TÉCNICAS</b>	
<i>Mezclador tipo Helicoidal Cole-Parmer</i>	
<i>Nº Elementos</i>	<i>12</i>
<i>Longitud (m)</i>	<i>0,457</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,025</i>
<i>Diámetro interior (m)</i>	<i>0,022</i>
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>

El mezclador estático estará recubierto por un aislante para evitar la disipación de energía. Las características del mismo son las siguientes:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>51</i>

Concretamente, el mezclador estático elegido es el que se muestra en la siguiente fotografía:



Fig. M-8.12 Mezclador estático Cole-Parmer

#### **8.1.5.5. Tanque de Retención**

Como ya se ha comentado en apartados anteriores, tras la adición de agua es conveniente mantener la mezcla un tiempo de residencia suficiente para que las gomas hidratadas se aglomeren y puedan ser separadas más eficientemente del aceite. Para sistemas que trabajan en continuo, 15 minutos es un tiempo suficiente para lograr los objetivos.

El tanque, diseñado según el Reglamento de Recipientes a Presión, dispondrá también de un fondo cónico para favorecer la salida de la alimentación y de una cabeza semielíptica en la que irá acoplado un agitador.

En este caso, las corrientes de entrada y de salida coinciden con la de salida del dispositivo anterior, es decir:

		<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>
		<i>F3 (Kg/h)</i>	<i>F4 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		102,120	102,120
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,600	0,600
	<i>AGL</i>	10,000	10,000
	<i>Ceras</i>	0,060	0,060
	<i>Humedad/H2O</i>	0,290	2,290
	<i>Pigmentos</i>	0,200	0,200
	<i>Volátiles</i>	0,200	0,200
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,500	1,500
	<i>Triglicéridos</i>	87,170	87,170
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (+Sales de Ca y Mg)</i>	0,100	0,100

F3 y F4 son las corrientes de entrada y salida del tanque de retención, respectivamente.

Considerando un tiempo de retención de 15 minutos, las dimensiones del tanque son las siguientes (apartado 2.2.5, ANEXO II):

<b>DIMENSIONES DEL TANQUE DE RETENCIÓN</b>		
<i>Volumen (L)</i>	50	
<i>Diámetro exterior (m)</i>	0,318	
<i>Espesor de pared (m)</i>	0,0064	
<i>Fondo cónico</i>	<i>Ángulo <math>\alpha</math></i>	30 °
	<i>Altura (m)</i>	0,264
<i>Cabeza elipsoidal 2:1</i>	<i>Altura (m)</i>	0,076
<i>Virola</i>	<i>Altura (m)</i>	0,548
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>	

El depósito de retención estará rodeado por un aislante térmico que minimice la disipación de energía, por un lado, y que sirva como protección para los operarios, por otro. Las especificaciones del aislante son las siguientes:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>48</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>64</i>

Por otra parte, la velocidad de agitación será sólo la suficiente para mantener en suspensión los flóculos formados, evitando que un valor alto de la misma los destruya; se tomará una velocidad aproximada de 90 r.p.m. El elemento agitador vendrá dado por el fabricante en función del volumen, los compuestos a mezclar, las propiedades de dichos compuestos y las condiciones de operación.

#### **8.1.5.6. Centrífuga**

Una vez formados los flóculos de las gomas, se efectuará su separación del aceite mediante un proceso de centrifugación.

La centrifugación es una operación básica de separación de los sólidos contenidos en un fluido o de dos líquidos inmiscibles mediante la acción de una fuerza centrífuga. Con esta operación se consigue una separación más rápida y eficaz que la obtenida por simple separación gravitacional (es el caso de la sedimentación o la decantación).

Se pueden distinguir dos tipos principales de equipos centrífugos:

- Centrífugas de sedimentación, que requieren una diferencia de densidad entre las dos fases a separar, ya sean sólido-líquido o líquido-líquido.
- Centrífugas de filtrado, en las que la fase sólida es retenida por un medio filtrante a través del cual el líquido va pasando.

En el caso que nos ocupa, se utilizará el primer tipo de centrífugas, ya que la mezcla a separar se asemeja más a dos líquidos inmiscibles. Por tanto, para el análisis de los parámetros influyentes en esta operación de separación, es necesario partir de la expresión dada por la ley de Stokes, modificada por la acción de la fuerza centrífuga, a saber:

$$V_s = \frac{1}{18\mu} \cdot \omega^2 \cdot r \cdot \Delta\rho \cdot d^2$$

donde:

$V_s$ : Velocidad terminal o de sedimentación

$\mu$ : Viscosidad

$\omega$ : Velocidad angular

$r$ : Radio de giro (será el radio del bol de la centrífuga)

$\Delta\rho$ : Diferencia de densidades entre las dos fases

$D$ : diámetro de partículas

Con el objeto de conseguir una buena separación, o lo que es lo mismo, un rápido asentamiento de la fase más pesada, observando la ecuación planteada se puede actuar de varias maneras:

- Aumentando el tamaño de las partículas.
- Aumentando la diferencia de densidades.
- Disminuyendo la viscosidad.
- Reforzando el campo de aceleración  $\omega^2 \cdot r$ , aumentando la velocidad centrífuga y/o aumentando el diámetro de giro o del rotor del equipo separador.

Volviendo a la refinación de aceites, los tres primeros parámetros dependen del propio proceso de refino. Así, por ejemplo, la viscosidad de la mezcla disminuye con el aumento de temperatura; también, el tiempo de retención anteriormente transcurrido tenía como finalidad la formación de flóculos mayores para, precisamente, lograr una mejor separación. Sin embargo, tanto el radio de giro como la velocidad angular están sujetos únicamente al diseño del equipo, cuya limitación radica en la resistencia de los



materiales de construcción. Debido al amplísimo desarrollo tecnológico que existe sobre la centrifugación del aceite en las distintas etapas de refinación, se ha decidido que no sea objeto de este Proyecto el diseño de tales equipos, acudiendo, para su selección a empresas comerciales dedicadas casi íntegramente a su estudio y perfeccionamiento y avaladas por una larga experiencia en este campo.

Existen seis tipos de centrífugas industriales de sedimentación: tubulares, multitubulares, de descarga con cuchillas, de disco, de decantación y las conocidas como screenbowl. En este subproceso, y en los posteriores, se empleará una centrífuga de disco, por ser altamente eficientes en la separación de líquidos inmiscibles.

La centrífuga de disco o de platos consiste en un recipiente de fondo plano y cabezal cónico que gira sobre un eje vertical. La alimentación entra por la parte superior a través de una tubería estacionaria situada en el cuello del recipiente y sigue a través de una torre de distribución.

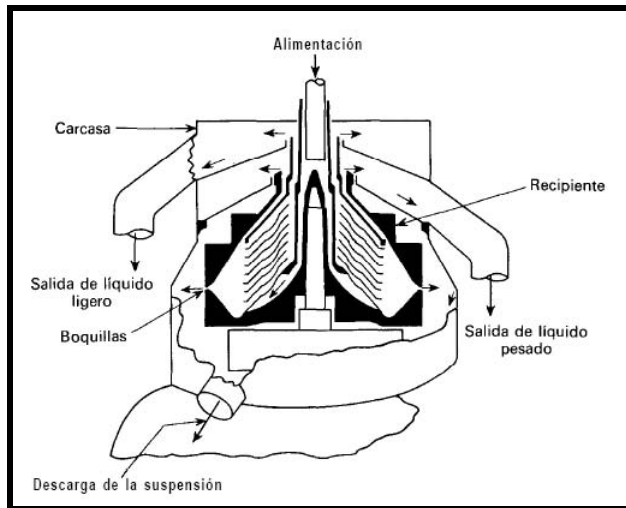


Fig. M-8.13 Corte transversal de una centrífuga de platos

Dentro del recipiente, y girando solidariamente con él, existen un conjunto de discos muy próximos, que realmente son conos de chapa metálica colocados unos encima de otros.

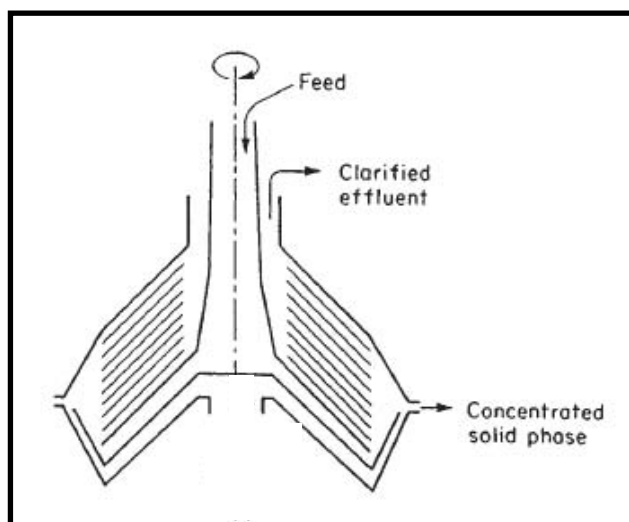


Fig. M-8.14 Vista transversal de los platos de una centrífuga de platos o de disco

Haciendo perforaciones uniformemente dispuestas en los discos, hacia aproximadamente la mitad de la distancia entre el eje y la pared del recipiente, se forman canales verticales o ascendentes a través de los cuales pasa el líquido. De esta manera, la alimentación líquida entra por el fondo del recipiente, fluye por los canales y asciende sobre los discos. El líquido más pesado es forzado hacia fuera desplazando al líquido ligero hacia el centro del recipiente. Durante su recorrido, el líquido más denso choca rápidamente contra la cara inferior de un disco y fluye sobre ella hasta la periferia del recipiente sin encontrar nada más de líquido ligero. Análogamente, el líquido menos denso fluye hacia dentro y hacia arriba sobre las superficies superiores de los discos. Puesto que los discos están muy próximos, la distancia que una gota de cualquiera de los líquidos tiene que recorrer para escapar de la otra superficie es muy corta, lo cual facilita la separación. Además, en una máquina de discos existe un considerable esfuerzo cortante en la interfase líquido-líquido, ya que una fase fluye en un sentido y la otra lo hace en sentido contrario, ayudando estos esfuerzos cortantes a romper ciertos tipos de emulsiones.

Es preciso que exista un dispositivo para la descarga de los sólidos que se estén acumulando por su separación del líquido. Para ello, en el diámetro máximo de la periferia del recipiente, hay una serie de pequeños orificios o boquillas a través de las cuales los sólidos, junto con una considerable cantidad de líquido, salen cuando son

desplazados hacia esta zona. En función de este detalle, se pueden distinguir tres tipos de centrífugas de platos:

- De descarga manual, en las que nos existen tales boquillas. Requieren, entonces, la parada del equipo para extraer los sólidos acumulados. Es el sistema más simple.
- De descarga parcial o intermitente, en las cuales las boquillas están cerradas la mayor parte del tiempo por medio de tapones o válvulas para abrirse periódica y automáticamente para descargar parte de la suspensión moderadamente concentrada y acumulada.
- De descarga automática, donde la descarga se realiza automática y continuamente a través de las boquillas citadas.

La centrífuga elegida es de descarga parcial, ya que, dados los caudales de trabajo y la magnitud de estos equipos, la acumulación de sólidos no es importante, por lo que este dispositivo resulta suficiente.

Tras haber descrito las características fundamentales y el modo de funcionamiento de la centrífuga elegida, se expondrá, seguidamente, el balance de materia aplicado a este equipo. Como norma general, se ha considerado que la eficacia de la centrífuga, aquí y en procesos posteriores, sea del 95%, de manera que en el aceite desgomado habrá un 5% de elementos que debían haber sido eliminados y en los lodos habrá un 5% de la fase clarificada. Así pues, el resultado es el siguiente:

		<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>	
		<i>F4 (Kg/h)</i>	<i>F5 (Kg/h)</i>	<i>G (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		102,120	94,323	7,797
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,600	0,030	0,570
	<i>AGL</i>	10,000	9,500	0,500
	<i>Ceras</i>	0,060	0,057	0,003
	<i>Humedad/H2O</i>	2,290	0,115	2,176
	<i>Pigmentos</i>	0,200	0,190	0,010
	<i>Volátiles</i>	0,200	0,190	0,010

	<i>Mat. Insaponif.</i>	1,500	1,425	0,075
	<i>Triglicéridos</i>	87,170	82,812	4,359
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (+Sales de Ca y Mg)</i>	0,100	0,005	0,095

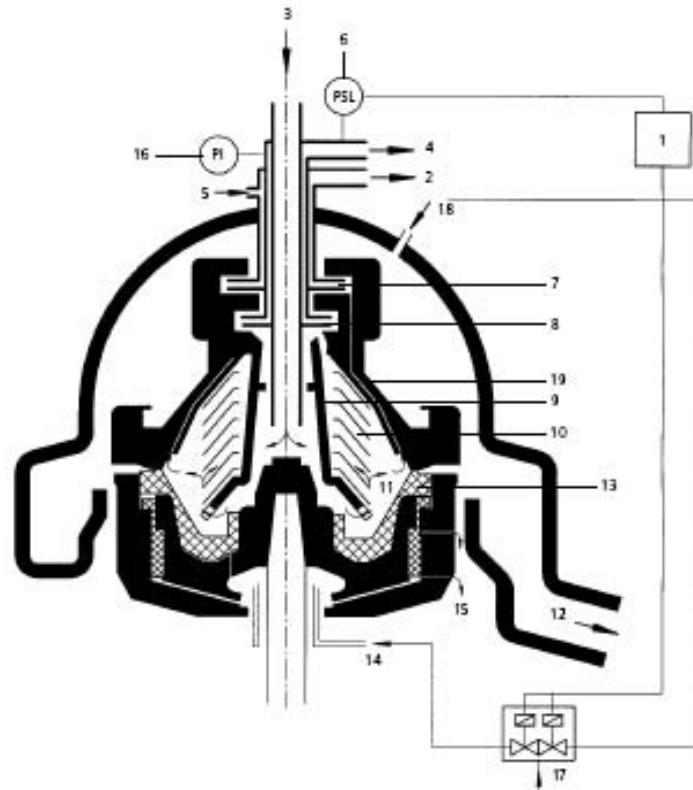
En la tabla anterior, F4 es la corriente procedente del tanque de retención y que constituye la alimentación de la centrífuga. Por otra parte, F5 es la corriente de aceite prácticamente libre de gomas y G es la corriente de lodos que separa la centrífuga.

Finalmente, para completar este apartado, se indicarán las características técnicas de la centrífuga seleccionada, perteneciente a una de las empresas más importantes en el sector: WESTFALIA.

<b><i>RSC 30 Separator, WESTFALIA</i></b>	
<i>Centrífuga de disco autolimpiable</i>	
<i>Velocidad (r.p.m.)</i>	8300
<i>Volumen (L)</i>	8
<i>Volumen de acumulación de sólidos (L)</i>	3.8
<i>Máxima presión de descarga para la fase ligera (bar)</i>	3.5



Fig. M-8.15 RSC 30 Separator WESTFALIA



- |                                |                               |
|--------------------------------|-------------------------------|
| 1 Control unit                 | 11 Sediment holding space     |
| 2 Heavy phase outlet           | 12 Sediment ejection ports    |
| 3 Feed                         | 13 Piston                     |
| 4 Light phase outlet           | 14 Operating water            |
| 5 Flush water inlet            | 15 Discharge, operating water |
| 6 Pressure switch              | 16 Pressure gauge             |
| 7 Heavy phase centripetal pump | 17 Solenoid valve block       |
| 8 Light phase centripetal pump | 18 Hood flushing              |
| 9 Distributor                  | 19 Separating disc            |
| 10 Disc stack                  |                               |

Technical data	
<b>Bowl</b>	
Speed	8300 min <sup>-1</sup>
Volume	8 l
Volume of sediment holding space	3.8 l
Maximum discharge pressure of centripetal pump for light phase	3.5 bar
<b>Three-phase AC motor</b>	
Power	11 kW
Speed at 50 Hz	1500 min <sup>-1</sup>
Speed at 60 Hz	1800 min <sup>-1</sup>
Type	IM B5
Type of protection	IP 55
Weights and shipping data	
<b>Weights</b>	
Separator with motor and bowl	net 1070 kg gross 1200 kg
Bowl	net 105 kg
Case dimensions (L x W x H)	1900 x 1100 x 1400 mm
Shipping volume	3.2 m <sup>3</sup>



### 8.1.5.7. Depósito pulmón 1

Obtenida ya la corriente de aceite desgomado, se procederá a su bombeo hasta la siguiente etapa. En este punto, para evitar problemas de funcionamiento de la bomba, se ha decidido hacer uso de un pequeño recipiente al cual llegue el aceite desgomado y del cual succione la bomba que lo dirigirá a la etapa de Neutralización o de Secado, según el tipo de refinación que se realice. Pues bien, las dimensiones y características de este recipiente intermedio son las siguientes (apartado 2.2.6, ANEXO II):

DIMENSIONES DEL DEPÓSITO PULMÓN 1		
<i>Volumen (L)</i>	3	
<i>Diámetro exterior (m)</i>	0,140	
<i>Espesor de pared (m)</i>	0,0064	
<i>Fondo cónico</i>	<i>Ángulo <math>\alpha</math></i>	30 °
	<i>Altura (m)</i>	0,110
<i>Cabeza elipsoidal 2:1</i>	<i>Altura (m)</i>	0,032
<i>Virola</i>	<i>Altura (m)</i>	0,198
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>	

Además, este recipiente contará con un aislamiento, cuyas características serán las siguientes:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	48
<i>Espesor (mm)</i>	64

## 8.2. Neutralización

### 8.2.1. Fundamentos de la Neutralización

La Neutralización es la etapa principal de la refinación química y supone la diferencia crucial entre los dos tipos de refinación, puesto que en la física no se produce. Consiste en un tratamiento con un reactivo alcalino para la eliminación de ácidos grasos libres, fundamentalmente, aunque también se eliminan iones metálicos, carbohidratos, pigmentos y fosfátidos, siempre que éstos no excedan las 250 ppm.

El reactivo más ampliamente utilizado es el hidróxido sódico, ya que, al ser una base muy fuerte, neutraliza fácilmente a los ácidos grasos. Dicha reacción es la siguiente:

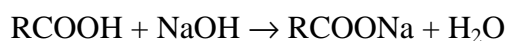


Fig. M-8.16 Reacción de neutralización de los AGL

Sin embargo, este hecho, a su vez, supone una gran desventaja: la sosa cáustica no sólo reacciona con los AGL, sino que también saponifica una parte de aceite neutro, es decir, de triglicéridos, lo cual implica pérdidas de la corriente de interés<sup>11</sup>. Esta reacción de saponificación es la responsable de la formación del jabón. Existen reactivos alcalinos más débiles, como el carbonato de sodio o el hidróxido de amonio, que han sido utilizados solos o en combinación con la sosa, pero no han proporcionado tan buenos resultados como ésta.

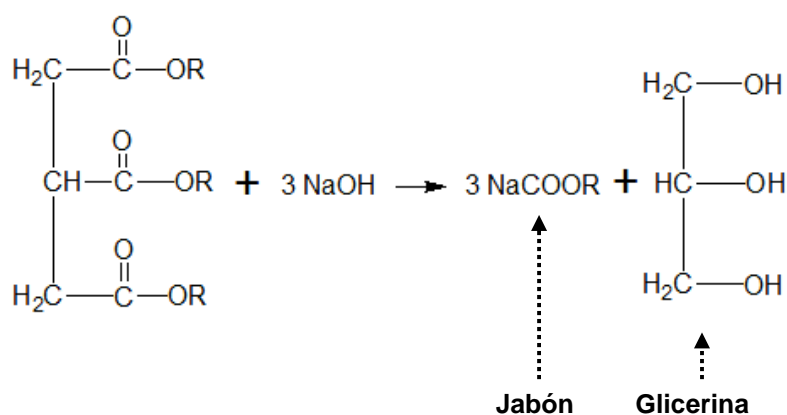


Fig. M-8.17 Reacción de saponificación de los TGL

<sup>11</sup> Estas pérdidas fueron comentadas en el apartado 7.4.

Por tanto, la nueva corriente a separar en esta etapa será una mezcla formada básicamente por sales de sodio y jabones.

Un parámetro importante a tener en cuenta a la hora de ejecutar este proceso es la concentración de sosa, que, obviamente, dependerá de la acidez de la alimentación y, por tanto, de la procedencia de la misma. En general, se procura emplear la concentración más baja posible de este reactivo para minimizar la saponificación de aceite neutro y prevenir emulsiones durante la separación posterior de los jabones. En la siguiente tabla se pueden observar algunos ejemplos:

Tipo de aceite	Concentración	
	°Bé	NaOH (%) <sup>a</sup>
Algodón	19-21	13,52-15,23
Maíz	16-20	11,06-14,36
Canela	16-18	11,06-12,68
Soja		
Crudo	12-16	8,0-11,06
Desgomado	12-16	8,0-11,06
Cártamo	14-18	9,5-12,68
Girasol	14-18	9,5-12,68
Cacahuete	13-15	8,75-10,28
Coco	11-12	7,29-8,00
Nuez de Palma	11-12	7,29-8,00
Palma	11-12	7,29-8,00
* A 15°C de temperatura		

Fig. M-8.18 Tratamiento cáustico para algunos aceites vegetales

En la industria refinadora de aceite, la concentración de sosa se expresa en grados Baumé (Bé)<sup>12</sup>.

Una vez elegida la concentración del álcali, la cantidad del mismo se calculará con respecto al ácido graso mayoritario, es decir, el ácido oleico, teniendo en cuenta la relación estequiométrica entre ambos y adicionando, por un lado, una cantidad “extra”

<sup>12</sup> Al final del apartado 3.1 del ANEXO II se muestra la relación entre los grados Baumé y la concentración de sosa expresada en g/L.



para neutralizar el posible ácido que no hubiese reaccionado en la etapa del Desgomado, y por otro, un exceso para favorecer la reacción, el cual depende también del tipo de aceite en cuestión, aunque suele ser de un 10-20%.

Otro parámetro a tener en cuenta es la temperatura de operación, la cual debe ser suficiente para romper la emulsión aceite-jabón pero no demasiado alta, ya que esto implica el aumento de la velocidad de saponificación de aceite neutro.

En general, al hablar de Neutralización se suele hacer referencia a tres etapas consecutivas: neutralización propiamente dicha, lavados y secado y, por ello, se dice que está considerada como la de mayor impacto económico debido al número de etapas de separación de fases que están implicadas. Sin embargo, en el presente Proyecto, estos procesos serán analizados por separado, debido a que algunos de ellos también se dan en la refinación física.

### **8.2.2. Análisis de Alternativas**

Básicamente, se pueden distinguir dos métodos principales de Neutralización, a saber:

a) Long-Mix

En este sistema, tras adicionar la sosa correspondiente, la mezcla se mantiene en agitación durante un tiempo de residencia comprendido entre 5 y 15 minutos. Aquí el mezclado se realiza en dos pasos: en el primero, se facilita el contacto íntimo entre la sosa y el aceite, pudiendo utilizar un mezclador estático para ello; en el segundo paso, se trata de mantener los jabones en suspensión para completar ese contacto y conseguir “cristales jabonosos” mayores, lo cual facilitará su separación posterior en un separador centrífugo. En este caso, para contrarrestar el posible aumento del grado de “saponificación parásita” debido al largo periodo de reacción, se trabajará a una temperatura inferior, que inicialmente rondará los 40 °C aproximadamente. Posteriormente, para romper la emulsión, y antes de centrifugar la mezcla, la temperatura se subirá hasta unos 60-80 °C.

b) *Short-Mix*

Este proceso se caracteriza, fundamentalmente, por el reducido tiempo de reacción de neutralización, que suele oscilar entre 1 y 30 segundos (dependerá del mecanismo utilizado para ello). Debido a este hecho, es necesario contar con dispositivos que proporcionen una mezcla rápida y eficaz, como por ejemplo agitadores de cuchillas, de disco o mezcladores estáticos. Igualmente, para compensar el corto tiempo de reacción con el álcali, se aportará inicialmente una mayor temperatura, que rondará los 85-95 °C.

En el siguiente esquema, se pueden observar también las diferencias entre uno y otro método de tratamiento alcalino:

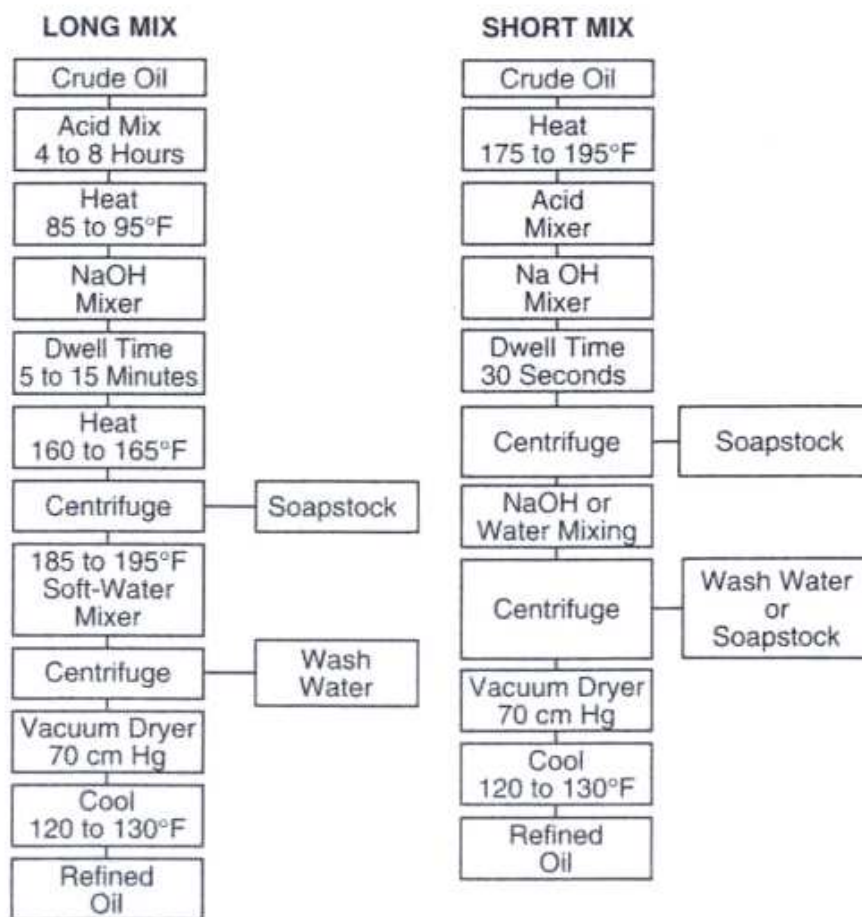


Fig. M-8.19 Comparación de los sistemas Long-Mix y Short-Mix de refinación química <sup>13</sup>

<sup>13</sup> Cuando se habla de Long-Mix o Short-Mix se sobreentiende que ambos procesos incluyen sendas etapas de lavado y secado.

En general, el proceso Long-Mix sólo se aplica a los aceites de semillas como la soja, el algodón, el maíz, girasol, cacahuete, cártamo, etc. Por otro lado, para el aceite de palma, de coco e incluso de pescado o animal, se suele emplear el Short-Mix. Sin embargo, el hecho de decantarse hacia uno u otro método dependerá, en gran medida, de la calidad del aceite crudo.

### 8.2.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo

Buscando la versatilidad de la planta piloto, la solución adoptada está pensada para poder trabajar de las dos maneras planteadas en el apartado anterior, según convenga en cada caso. El diagrama de flujo propuesto es el siguiente:

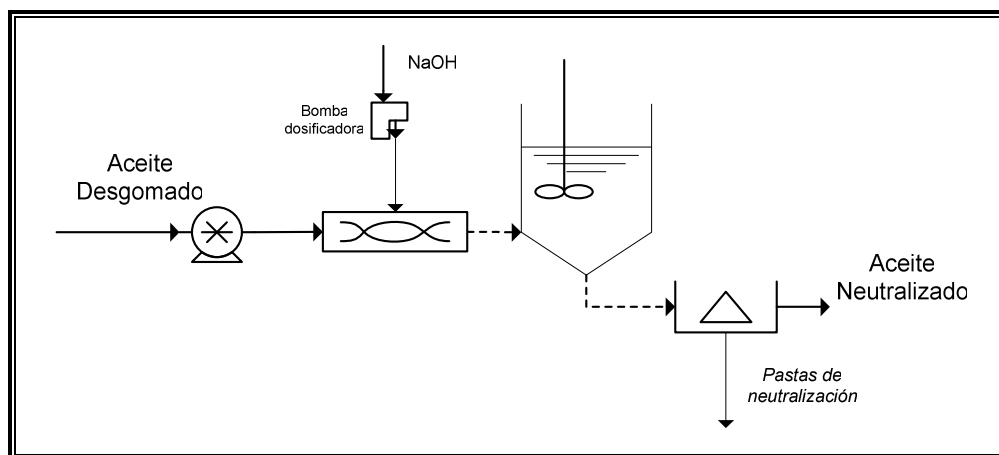


Fig. M-8.20 Diagrama de flujo de la etapa de Neutralización

Como puede observarse, el sistema cuenta con un mezclador estático previo, en el que se llevará a cabo la reacción con el hidróxido sódico, suministrado mediante una bomba dosificadora. A continuación, habrá un depósito de retención que será opcional en función del método que se decida emplear. Finalmente, se dispondrá de una centrífuga para realizar la separación de las fases formadas.

Teniendo en cuenta la etapa precedente, surgirán pequeñas modificaciones en las condiciones de operación de la Neutralización según se emplee un método u otro, que, por otra parte, no son estrictas:

- En el caso de decidir realizar un tratamiento Long-Mix, la temperatura de operación será un poco más alta que la indicada en el apartado anterior, rondando los 60 °C, que será la temperatura de operación del Desgomado. De esta manera, se evitará el tener que calentar la mezcla antes de centrifugarla.
- Si se elige un tratamiento Short-Mix, la temperatura de operación rondará por los 85 °C y se podrá evitar el paso por el tanque de retención, centrifugando, entonces, la mezcla tras haber reaccionado con la sosa en el mezclador estático. No obstante, y según estudios realizados en el Instituto de la Grasa que se explicarán en el apartado siguiente, parece ser que manteniendo la mezcla un tiempo de residencia tras la adición del álcali, los jabones formados adquieren una estructura que hace que la separación centrífuga sea más eficaz.

Por ello, teniendo en cuenta la dificultad que implica la refinación del aceite de orujo (aceite problema elegido para el diseño de esta planta), se aplicará esta última opción incluyendo su paso por el depósito de retención.

En la planta actual, el álcali era añadido al mismo depósito donde se acababa de realizar la etapa de desgomado, lo cual implicaba un elevado porcentaje de pérdidas si el aceite a refinar tenía muchas gomas.

#### **8.2.4. Parámetros de Diseño**

Los parámetros básicos de diseño en esta etapa serán, básicamente, el tiempo de reacción y la temperatura. Al no encontrar en la bibliografía datos cinéticos explícitos de la reacción de neutralización de los ácidos grasos (velocidad de reacción y rendimiento, fundamentalmente), se decidió llevar a cabo un estudio cinético de la misma en el laboratorio del Instituto de la Grasa (apartado 3.1, ANEXO II).

Para el estudio cinético de la reacción de Neutralización de los ácidos grasos se empleó un aceite de orujo con una acidez de 12°. El objetivo de este experimento es conocer la variación de la acidez del aceite en función del tiempo y de la temperatura.

Tras haber realizado estas pruebas, se puede afirmar que la reacción de neutralización de los ácidos grasos es muy rápida, instantánea y, además, con un elevado rendimiento. Sin embargo, llegando a esta conclusión se plantean dos cuestiones:

- 1) ¿Por qué resulta conveniente esperar un tiempo de residencia de hasta 15 minutos?
- 2) ¿Por qué se suele operar a temperaturas de unos 80 °C si sólo con 40 °C ya se consigue el objetivo?

Con respecto a la cuestión primera comentar que durante los ensayos se pudo comprobar que cuanto más tarde se tomaban las muestras, más fácil y eficaz era la separación de las dos fases formadas. La explicación que se le dio a este hecho fue que las partículas de jabón necesitaban un tiempo para formarse y “engordar” y adquirir una cierta consistencia para ser, así, mejor separadas.

Por otro lado, la respuesta a la segunda pregunta ya ha sido comentada en apartados anteriores; un problema a la hora de separar las fases aceite-agua es el fenómeno de la emulsión, que hace que dicha operación tenga bajos rendimientos. Pues bien, este fenómeno disminuye con el aumento de la temperatura, consiguiendo una separación más eficaz e implicando menores pérdidas de aceite.

Por tanto, se puede añadir como conclusión que el proceso de Neutralización no está dominado por la etapa de reacción, ya que la etapa controlante se puede decir que es el crecimiento de las partículas de jabón antes de ser separado del aceite.

### **8.2.5. Dimensionamiento y Resultados**

A continuación, se expondrán la estrategia de diseño y los resultados obtenidos para cada equipo implicado. Los parámetros de operación que se aplicarán en el caso que nos ocupa, es decir, el aceite de orujo ya desgomado, son los siguientes:

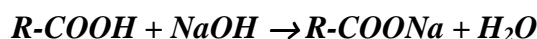
Tª operación (°C)	80
[NaOH] (°Bé)	18
% Exceso	20
Tiempo de residencia (min)	15

### 8.2.5.1. Mezclador estático

Se trata exactamente del mismo elemento que el que se encuentra en la etapa de Desgomado. Sus características internas hacen que se consiga una buena mezcla de los reactivos minimizando, a su vez, la emulsión de la misma.

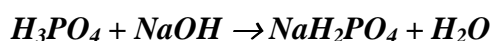
Para su selección en el mercado, se debe conocer el balance de materia aplicado a este dispositivo. Para ello, es necesario tener en cuenta las reacciones que van a tener lugar en este punto y los productos resultantes:

#### 1- Reacción de neutralización de los AGL



Para contrarrestar los posibles errores experimentales que se hayan podido cometer en los experimentos anteriores, y a efectos de diseño de posteriores etapas, se considerará que rendimiento de esta reacción es del 80%.

#### 2- Reacción de neutralización del ácido fosfórico no eliminado en la etapa de Desgomado



Como la cantidad de fosfórico es muy pequeña, y además la sosa está en exceso, se considerará que el rendimiento de esta reacción es del 100%.

### 3- Reacción de saponificación de los triglicéridos

Teniendo en cuenta el estudio de pérdidas en esta operación, se considerará que se pierde aproximadamente un 17% de TGL, obteniendo dicha cantidad en forma de jabones.

Comentado esto, se procederá a exponer el balance de materia resuelto (apartado 3.2, ANEXO II):

		<i>Entrada</i>		<i>Salida</i>
		<i>F5 (Kg/h)</i>	<i>D<sub>NaOH</sub> (Kg/h)</i>	<i>F6 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		94,323	13,481	107,804
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,030		0,030
	<i>AGL</i>	9,500		1,886
	<i>Ceras</i>	0,057		0,057
	<i>Humedad/H<sub>2</sub>O</i>	0,115	11,863	12,465
	<i>Pigmentos</i>	0,190		0,190
	<i>Volátiles</i>	0,190		0,190
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,425		1,425
	<i>Triglicéridos</i>	82,812		68,734
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,005		0
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0		0,006
	<i>NaOH</i>	0	1,618	0,536
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)<sup>14</sup></i>	0		22,285

En la tabla anterior, F5 es la corriente procedente de la etapa de Desgomado, D es el caudal de hidróxido sódico y F6 es la corriente de salida del mezclador estático.

Dado el caudal mayor al que se expone este equipo, sus datos técnicos son los siguientes:

---

<sup>14</sup> Se considerará que la corriente de jabones es una mezcla de jabón, fundamentalmente, y algunos otros productos de reacción que han de ser eliminados.

<b>ESPECIFICACIONES TÉCNICAS</b>	
<i>Mezclador tipo Helicoidal</i>	
<i>Nº Elementos</i>	<i>12</i>
<i>Longitud (m)</i>	<i>0,4572</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,0254</i>
<i>Diámetro interior (m)</i>	<i>0,0221</i>
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>

El mezclador estático estará revestido por un aislante para evitar la disipación de energía. Las características del mismo son las siguientes:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>51</i>

### 8.2.5.2. Tanque de Retención

Para el diseño de este depósito se ha recurrido al Reglamento de Aparatos a Presión. Este depósito dispondrá también de un fondo cónico para favorecer la salida de la alimentación y de una tapa semielíptica en la que irá acoplado un agitador.

Las corrientes de entrada y salida del depósito coinciden entre sí y serán iguales a la de salida del mezclador estático anterior, es decir:

		<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>	
		<i>F6 (Kg/h)</i>	<i>F7 (Kg/h)</i>	<i>% cada componente</i>
<b>B. Global Materia</b>		107,804	107.804	
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,030	0,030	0,028
	<i>AGL</i>	1,886	1,886	1,750
	<i>Ceras</i>	0,057	0,057	0,053
	<i>Humedad/H2O</i>	12,465	12,465	11,562
	<i>Pigmentos</i>	0,190	0,190	0,176



	<i>Volátiles</i>	0,190	0,190	0,176
	<i>Mat. Insaponif.</i>	1,425	1,425	1,322
	<i>Triglicéridos</i>	68,734	68,734	63,758
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub></i>	0	0	0
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,006	0,006	0,006
	<i>NaOH</i>	0,536	0,536	0,497
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	22,285	22,285	20,672

(\*) Se ha añadido el porcentaje de cada componente en este punto de la refinación.

En la tabla anterior, F6 es la corriente proveniente del mezclador estático anterior y F7 la corriente de salida del depósito de retención.

Así, considerando un tiempo máximo de residencia de 15 minutos, las especificaciones técnicas del depósito son las siguientes (apartado 3.2.2, ANEXO II):

<b>DIMENSIONES DEL TANQUE DE RETENCIÓN</b>		
<i>Volumen (L)</i>	50	
<i>Diámetro exterior (m)</i>	0,318	
<i>Espesor de pared (m)</i>	0,00635	
<i>Fondo cónico</i>	<i>Ángulo <math>\alpha</math></i>	30 °
	<i>Altura (m)</i>	0,264
<i>Cabeza elipsoidal 2:1</i>	<i>Altura (m)</i>	0,0762
<i>Virola</i>	<i>Altura (m)</i>	0,548
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>	

El depósito de retención estará rodeado por un aislante térmico que minimiza la disipación de energía, por un lado, y sirve como protección para los operarios, por otro. Las especificaciones del aislante son las siguientes:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	48
<i>Espesor (mm)</i>	64

Por otra parte, la velocidad de agitación será sólo la suficiente para mantener en suspensión los jabones formados, evitando que un valor alto de la misma provoque la emulsión de la mezcla; se tomará una velocidad aproximada de 70 r.p.m.

### 8.2.5.3. Centrífuga

Después de haberse producido la neutralización propiamente dicha, ya es sabida la formación de dos fases: la fase aceite y la fase agua-jabón. Ambas fases han de ser separadas y para ello se empleará un separador centrífugo.

Como ya se comentó en el apartado 7.4, se estimará que la eficacia de la centrífuga es del 95%, por lo que en el aceite neutralizado habrá un 5% de elementos indeseables y en los lodos un 5% de la fase clarificada. De esta manera, el balance de materia aplicado a este equipo sería el siguiente:

		<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>	
		<i>F7 (Kg/h)</i>	<i>F8 (Kg/h)</i>	<i>Pastas (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		107,804	70,624	37,180
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,030	0,002	0,029
	<i>AGL</i>	1,886	1,792	0,094
	<i>Ceras</i>	0,057	0,054	0,003
	<i>Humedad/H2O</i>	12,465	0,623	11,842
	<i>Pigmentos</i>	0,190	0,181	0,010
	<i>Volátiles</i>	0,190	0,181	0,010
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,425	1,354	0,071
	<i>Triglicéridos</i>	68,734	65,297	3,437
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub></i>	0	0	0
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,006	0	0,006
	<i>NaOH</i>	0,536	0,027	0,509
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	22,285	1,114	21,171

En la tabla anterior, F7 es la corriente procedente del tanque de retención y que constituye la alimentación de la centrífuga. Como corrientes de salida se encuentran F8, que es la corriente de aceite libre de jabones, y las pastas de refinación.

Esta centrífuga tiene exactamente las mismas características técnicas que la empleada en el Desgomado, ya que se trata de un modelo muy versátil, aplicable en operaciones de desgomado, neutralización, lavados, etc. Por tanto, sus datos técnicos principales son los siguientes:

<b><i>RSC 30 Separator, WESTFALIA</i></b>	
<i>Centrífuga de disco autolimpiable</i>	
<i>Velocidad (r.p.m.)</i>	8300
<i>Volumen (L)</i>	8
<i>Volumen de acumulación de sólidos (L)</i>	3,8
<i>Máxima presión de descarga para la fase ligera (bar)</i>	3,5

## **8.3. Lavados**

### **8.3.1. Fundamentos de los Lavados**

En general, la bibliografía suele incluir esta etapa dentro de la Neutralización, ya que ambas van asociadas: la neutralización del aceite implica una etapa posterior de lavados. Sin embargo, en este caso se tratan de manera independiente para diferenciar claramente cada etapa del proceso.

Como se puede observar en el último de los balances de materia anteriormente expuestos, a pesar de haber eliminado la mayor parte de los jabones y otros “residuos” por centrifugación, la corriente resultante necesita todavía ser bastante depurada, siendo éste el objetivo del lavado de la misma.

Básicamente, un lavado consiste en el mezclado de la corriente de aceite, previamente calentada, con un porcentaje de agua a elevada temperatura y su posterior separación por centrifugación, obteniendo como resultado un aceite más “limpio”. La eliminación de las sustancias indeseables, especialmente los jabones, es muy importante para las etapas futuras. Por ejemplo, durante la etapa de Decoloración, las partículas de jabón pueden ser adsorbidas preferentemente sobre las tierras decolorantes, desactivando como consecuencia gran parte de la superficie de adsorción de los pigmentos a eliminar y disminuyendo, por tanto, el rendimiento de este proceso.

### **8.3.2. Análisis de Alternativas**

En este caso, el análisis de alternativas se va a basar principalmente en el número de lavados que puede sufrir el aceite procedente de la Neutralización. En principio, puede ser suficiente un solo lavado para aquellas instalaciones que estén diseñadas específicamente para un tipo determinado de aceite. Si se trata de instalaciones que han de tratar diferentes tipos y calidades de aceites, se recomienda, al menos, un segundo lavado. Sin embargo, en la práctica, y según la experiencia previa del Instituto, a veces dos lavados no son suficientes para obtener una corriente adecuada para su procesamiento posterior.

Por otra parte, en los casos en los que se procesan aceites complicados, resulta útil y ventajosa la adición de pequeñas cantidades de ácido fosfórico o cítrico en los lavados últimos junto con el agua de tratamiento, ya que ello produce la eliminación casi completa de los jabones.

### 8.3.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo

Dada la versatilidad que se busca en esta instalación, se ha propuesto la posibilidad de realizar tres lavados, siendo el tercero de ellos opcional según el tipo y la calidad del aceite a tratar. En el caso del aceite de orujo (aceite problema) no es expresamente necesario, pero se aplicarán los tres lavados para poder realizar el diseño completo de la instalación.

Por tanto, el diagrama de este proceso queda como sigue:

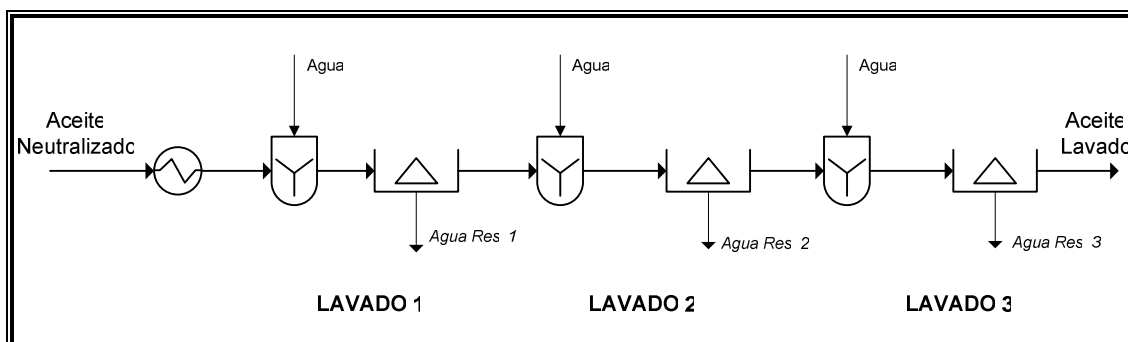


Fig. M-8.21 Diagrama de flujo de la etapa de Lavados

En primer lugar, el aceite debe alcanzar una determinada temperatura, por lo que se dispondrá de un intercambiador de calor. A continuación, comenzarán los lavados propiamente dichos; cada lavado contará con un pequeño mezclador, para la mezcla del aceite y el agua caliente, y de un separador centrífugo, encargado de separar las fases de distinta densidad.

En la planta actual se realiza un solo lavado, lo cual no suele ser suficiente (en pruebas de laboratorio se realizan hasta más de tres lavados).

### 8.3.4. Parámetros de Diseño

La cantidad de agua a adicionar en cada lavado suele estar comprendida entre el 10-20% del caudal de aceite a tratar. En el caso que nos ocupa, al realizar tres lavados, se empleará la mínima cantidad de agente lavador, es decir, el 10 % de la alimentación.<sup>1</sup>

Como consecuencia de la adición de agua y la agitación, una de las maneras de evitar la emulsión en los lavados es operar a una temperatura moderadamente elevada. Por ello, el aceite es inicialmente calentado hasta una temperatura de 90 °C, la cual coincide con la temperatura del agua de operación.

En cuanto al tiempo de mezclado entre el agua de lavado y el aceite no hay nada estipulado, pero sí se trata de un tiempo corto y suficiente para llevar a cabo la mezcla.

### 8.3.5. Dimensionamiento y Resultados

Seguidamente, se expondrán la estrategia de diseño y los resultados obtenidos para cada equipo implicado.

#### 8.3.5.1. Cambiador de Calor

El cambiador de calor que se va a diseñar consiste en un sistema de tubos concéntricos por el que interiormente circulará la alimentación mientras que por el exterior y a contracorriente circulará vapor saturado a 10 bar de presión y cuyo calor cedido será producido por su condensación.

Los datos iniciales para el cálculo de este equipo son los siguientes:

DATOS DE PARTIDA	
Caudal másico de aceite (Kg/h)	70.624

<sup>1</sup> “MANUAL DEL ACEITE DE OLIVA”, Ramón Aparicio y John Harwood, 1ª Edición, AMV EDICIONES y EDICIONES MUNDI-PRENSA, Madrid, 2003, Cap. 17: Refinación de aceite de oliva y de orujo de aceituna, Mª V. Ruiz-Méndez.

T <sub>entrada</sub> aceite (°C)	80
T <sub>salida</sub> aceite (°C)	90
P vapor (bar)	10
T <sub>entrada</sub> vapor (°C)	179,96
T <sub>salida</sub> vapor (°C)	179,96
Material	Acero Inoxidable 316

El valor del coeficiente global de transmisión de calor, U, calculado en función de los dos coeficientes individuales de convección, del coeficiente de transmisión por conducción y de los coeficientes de ensuciamiento hallados en la bibliografía, es de 114,24 W/m<sup>2</sup>·°C. Como se comentó en su momento, según la bibliografía, el valor de U correspondiente a este caso suele estar comprendido entre 110 y 280 W/m<sup>2</sup>·°C aproximadamente, por lo que resulta un valor razonable.

Realizando los balances de energía oportunos y una serie de suposiciones previas, las características técnicas del cambiador de calor son las siguientes (apartado 4.2.1, ANEXO II):

<b>Tubo interior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>

<b>Tubo exterior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1</i>
<i>Schedule</i>	<i>80S</i>

<b>Longitud, L (m)</b>	<i>0,53 (Se han tomado 0,6 m)</i>
<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>	<i>0,036</i>

Aunque no se haya expuesto, existe un balance de materia aplicado a este equipo. Sin embargo, se ha decidido no incluirlo, ya que resulta obvio que los caudales y composiciones de entrada y salida son iguales. Adecuando la nomenclatura a este hecho, los caudales de entrada y salida del intercambiador de calor serían F8 y F9.

Este intercambiador deberá aislarse mediante un aislante térmico adecuado; éste tiene las siguientes características técnicas:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>89</i>

### 8.3.5.2. Recipientes de Lavado y Centrífugas

Para el diseño de los depósitos se ha recurrido al Reglamento de Aparatos a Presión. Todos ellos dispondrán de un fondo cónico para favorecer la salida del aceite y de una tapa semielíptica en la que irá acoplado un agitador. Aunque en cada tanque el caudal a tratar no sea exactamente el mismo, los tres serán diseñados iguales. En cuanto a las velocidades de agitación, debido al corto tiempo de mezcla, deben de ser rápidas, de unas 120 r.p.m. Sin embargo, en el primero de los mezcladores esa velocidad será sólo de unas 80 r.p.m., ya que, al ser más probable la presencia de jabones, éstos pueden emulsionarse en el aceite. Como siempre, lo agitadores se solicitarán en función de los fluidos a mezclar, sus propiedades, el volumen y las condiciones de operación.

Por otra parte, las tres centrífugas también serán iguales entre sí y tendrán las mismas características técnicas que las empleadas en el Desgomado y en la Neutralización, además de tener una eficacia del 95%.

A continuación, antes de mostrar las dimensiones y características técnicas de estos equipos, se expondrán los balances de materia correspondientes a cada uno de los lavados:



**LAVADO 1**

▪ **Mezclador 1**

		<i>Entrada</i>		<i>Salida</i>
		<i>F9 (Kg/h)</i>	<i>Agua 1 (Kg/h)</i>	<i>F10 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		70,624	7,062	77,686
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,002		0,002
	<i>AGL</i>	1,792		1,792
	<i>Ceras</i>	0,054		0,054
	<i>Humedad/H2O</i>	0,623	7,062	7,686
	<i>Pigmentos</i>	0,181		0,181
	<i>Volátiles</i>	0,181		0,181
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,354		1,354
	<i>Triglicéridos</i>	65,297		65,297
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,0003		0,0003
	<i>NaOH</i>	0,027		0,027
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	1,114		1,114

▪ **Centrífuga 1**

		<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>	
		<i>F10 (Kg/h)</i>	<i>F11 (Kg/h)</i>	<i>Agua Res.1 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		77,686	65,856	11,830
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,002	0,00008	0,00143
	<i>AGL</i>	1,792	1,703	0,090
	<i>Ceras</i>	0,054	0,051	0,003
	<i>Humedad/H2O</i>	7,686	0,384	7,301
	<i>Pigmentos</i>	0,181	0,171	0,009
	<i>Volátiles</i>	0,181	0,171	0,009
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,354	1,286	0,068
	<i>Triglicéridos</i>	65,297	62,032	3,265
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,0003	0,00002	0,00029
	<i>NaOH</i>	0,027	0,001	0,025
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	1,114	0,056	1,059

**LAVADO 2**

▪ **Mezclador 2**

<i>Entrada</i>		<i>Salida</i>
<i>F11 (Kg/h)</i>	<i>Agua 2 (Kg/h)</i>	<i>F12 (Kg/h)</i>

<b>B. Global Materia</b>		65,856	6,586	72,442
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,00008		0,00008
	<i>AGL</i>	1,703		1,703
	<i>Ceras</i>	0,051		0,051
	<i>Humedad/H2O</i>	0,384	6,586	6,970
	<i>Pigmentos</i>	0,171		0,171
	<i>Volátiles</i>	0,171		0,171
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,286		1,286
	<i>Triglicéridos</i>	62,032		62,032
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,00002		0,00002
	<i>NaOH</i>	0,001		0,001
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	0,056		0,056

▪ **Centrífuga 2**

		<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>	
		<i>F12 (Kg/h)</i>	<i>F13 (Kg/h)</i>	<i>Agua Res.2 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		72,442	62,496	9,946
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,00008	0,000	0,00007
	<i>AGL</i>	1,703	1,617	0,085
	<i>Ceras</i>	0,051	0,049	0,003
	<i>Humedad/H2O</i>	6,970	0,348	6,621
	<i>Pigmentos</i>	0,171	0,163	0,009
	<i>Volátiles</i>	0,171	0,163	0,009
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,286	1,222	0,064
	<i>Triglicéridos</i>	62,032	58,930	3,102
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,00002	0,000	0,000
	<i>NaOH</i>	0,001	0,000	0,001
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	0,056	0,003	0,053

**LAVADO 3**

▪ **Mezclador 3**

		<i>Entrada</i>		<i>Salida</i>
		<i>F13 (Kg/h)</i>	<i>Agua 3 (Kg/h)</i>	<i>F14 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		62,496	6,250	68,745
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,000		0,000
	<i>AGL</i>	1,617		1,617
	<i>Ceras</i>	0,049		0,049
	<i>Humedad/H2O</i>	0,348	6,250	6,598
	<i>Pigmentos</i>	0,163		0,163
	<i>Volátiles</i>	0,163		0,163
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,222		1,222

	<i>Triglicéridos</i>	58,930		58,930
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,000		0,000
	<i>NaOH</i>	0,000		0,000
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	0,003		0,003

▪ **Centrífuga 3**

		<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>	
		<i>F14 (Kg/h)</i>	<i>F15 (Kg/h)</i>	<i>Agua Res.3 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		68,745	59,367	9,378
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,000	0,000	0,000
	<i>AGL</i>	1,617	1,537	0,081
	<i>Ceras</i>	0,049	0,046	0,002
	<i>Humedad/H<sub>2</sub>O</i>	6,598	0,330	6,268
	<i>Pigmentos</i>	0,163	0,155	0,008
	<i>Volátiles</i>	0,163	0,155	0,008
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,222	1,161	0,061
	<i>Triglicéridos</i>	58,930	55,984	2,947
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,000	0,000	0,000
	<i>NaOH</i>	0,000	0,000	0,000
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	0,003	0,000	0,003

Teniendo en cuenta los balances de materia, y considerando un tiempo máximo de residencia de dos minutos, las especificaciones técnicas de los tres depósitos son las siguientes (apartado 4.2.2, ANEXO II):

<b>DIMENSIONES DEL TANQUE DE RETENCIÓN</b>		
<i>Volumen (L)</i>	3	
<i>Diámetro exterior (m)</i>	0,140	
<i>Espesor de pared (m)</i>	0,0064	
<i>Fondo cónico</i>	<i>Ángulo <math>\alpha</math></i>	30 °
	<i>Altura (m)</i>	0,110
<i>Cabeza elipsoidal 2:1</i>	<i>Altura (m)</i>	0,032
<i>Virola</i>	<i>Altura (m)</i>	0,198
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>	

Estos mezcladores, al igual que en depósitos anteriores, estarán revestidos por un aislante térmico que minimiza la disipación de energía y protege a los operarios de posibles quemaduras por contacto. Las especificaciones del aislante son las siguientes:

<i>Aislante de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	48
<i>Espesor (mm)</i>	64

Por su parte, las especificaciones técnicas de las centrifugas son las siguientes:

<b><i>RSC 30 Separator, WESTFALIA</i></b>	
<i>Centrífuga de disco autolimpiable</i>	
<i>Velocidad (r.p.m.)</i>	8300
<i>Volumen (L)</i>	8
<i>Volumen de acumulación de sólidos (L)</i>	3,8
<i>Máxima presión de descarga para la fase ligera (bar)</i>	3,5

### 8.3.5.3. Depósito pulmón 2

Este depósito tiene la misma función, características y dimensiones que el depósito pulmón 1 sito al final de la etapa de Desgomado, expuesto en el apartado 8.1.5.7.

## 8.4. Secado

### 8.4.1. Fundamentos del Secado

El aceite proveniente de los lavados contiene normalmente alrededor del 0.3-0.5% de agua, cantidad que es necesario reducir por debajo del 0.1% para el buen rendimiento de la etapa posterior de Decoloración. Para ello, se llevará a cabo el secado del aceite mediante una operación de destilación del mismo bajo un vacío moderado y un aporte de temperatura, tratándose analíticamente como una destilación flash multicomponente.

Una destilación flash consiste en una sola etapa de destilación en la que la alimentación se vaporiza parcialmente para producir un vapor más rico en el componente más volátil. A continuación, esta mezcla líquido-vapor en equilibrio, a una presión y temperatura determinadas, es conducida hasta un separador líquido-vapor o cámara flash, que es el recipiente en el que tiene lugar la separación física de las fases formadas anteriormente.

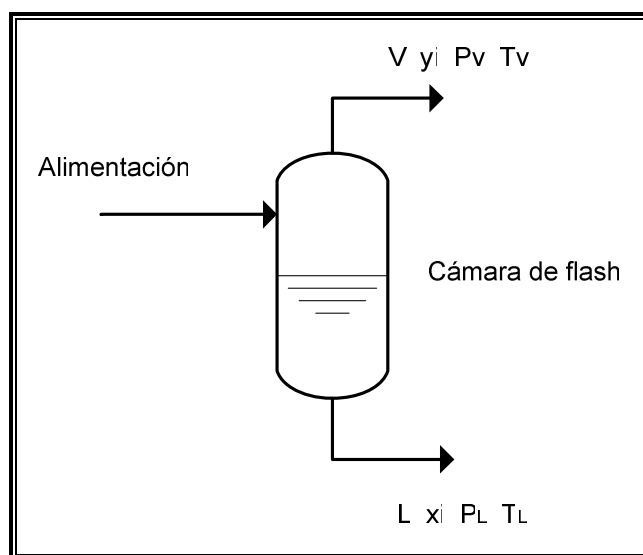


Fig. M-8.22 Separación continua en una sola etapa de equilibrio

Se puede decir que existen dos tipos de destilación flash según la forma de operar, a saber:

- *Flash isotérmico*. El análisis se lleva a cabo de esta forma cuando la temperatura de equilibrio y la presión de equilibrio de la mezcla multicomponente están especificadas, determinándose el resto de variables mediante una serie de ecuaciones analíticas.
- *Flash adiabático*. El problema se puede tratar como un flash adiabático cuando la presión de una corriente líquida de composición, velocidad de flujo y temperatura conocidos se reduce adiabáticamente mediante una válvula, determinándose, luego, la temperatura, composiciones y velocidades de flujo que resultan de las corrientes de vapor y líquido en equilibrio para una presión especificada de la cámara flash. En este caso, el tratamiento del sistema es más complicado.

Para la resolución de cualquier problema de destilación es indispensable conocer los datos de equilibrio del sistema, es decir, para una temperatura y presión dadas, saber los valores de  $x_i$  e  $y_i$ , esto es, la composición del componente  $i$  de la mezcla a destilar en la fase líquida y la fase vapor en equilibrio, respectivamente.

#### **8.4.2. Análisis de Alternativas**

En este apartado, más que alternativas de diseño, sólo se van a citar las distintas formas de cálculo para abordar el diseño de esta etapa y que ya han sido comentadas en el apartado anterior, a saber, el problema puede tratarse como un flash isotérmico o como un flash adiabático, según las variables que se conozcan y/o las simplificaciones y consideraciones que se realicen.

#### **8.4.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo**

En la etapa de Secado del aceite se propone el siguiente diagrama de flujo:

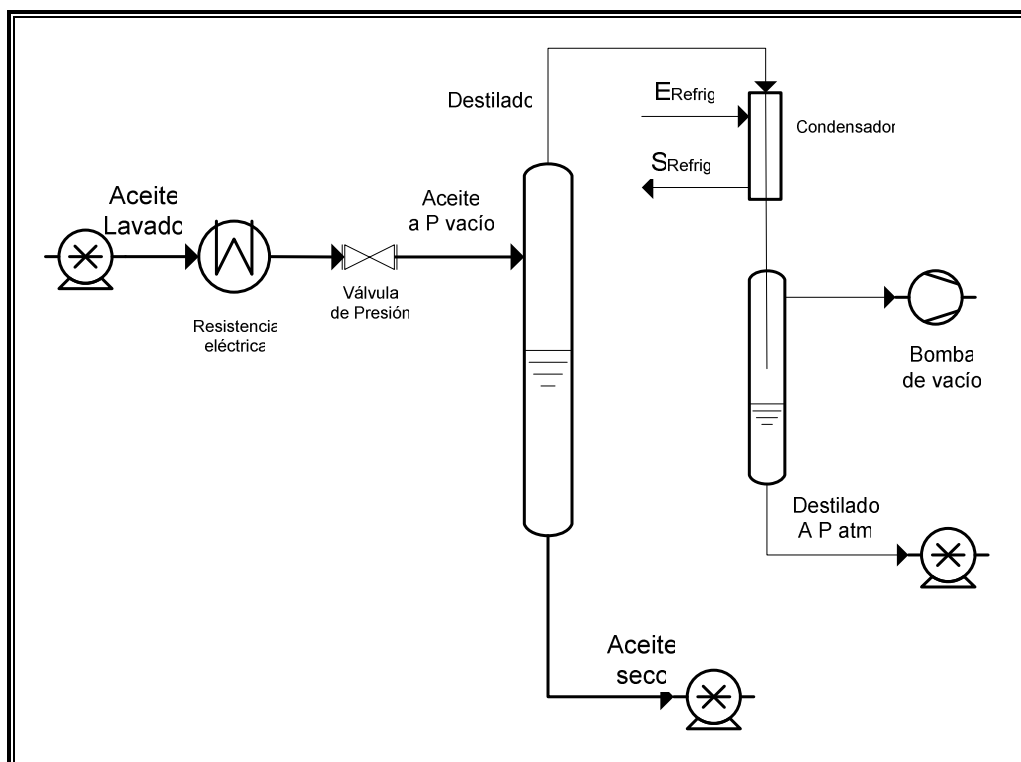


Fig. M-8.23 Diagrama de flujo de la etapa de Secado

En primer lugar, teniendo en cuenta que la alimentación tendrá que adquirir una determinada temperatura de equilibrio, dependiente de la presión de operación y la composición inicial, se dispondrá de un sistema de aporte de calor que, como se verá, consistirá en una resistencia eléctrica. A continuación, como en esta etapa se trabaja a baja presión, es necesario instalar una válvula que permita la transición entre la presión atmosférica y la de vacío de operación. Seguidamente, se encuentra el separador líquido-vapor o la llamada cámara flash, que simplemente consiste en un espacio o recipiente con unas condiciones de diseño específicas. Como se puede observar en el diagrama, por la parte inferior de la columna separadora saldrá el aceite seco, que necesitará ser succionado por una bomba debido al vacío, mientras que por la parte superior saldrán los vapores formados que, posteriormente, serán condensados mediante un condensador. Tras este condensador se incluirá un recipiente cuya función será, por un lado, recoger el destilado condensado, y por otro, servir de trampa de vacío para evitar el paso de líquido a la bomba de vacío, con el fin de evitar averías y su mal funcionamiento.

En cuanto al tratamiento analítico del sistema, se considerará un problema flash isotérmico teniendo en cuenta ciertas consideraciones. En el diagrama de flujo

propuesto, el calentamiento del aceite se produce antes de alcanzar la presión de equilibrio en la válvula, que se corresponde con una presión de vacío, por lo que al llegar el aceite a este punto sufrirá un enfriamiento que supondrá el alejamiento de la temperatura requerida para la operación. En principio, teniendo en cuenta este detalle, sería más preciso resolver el problema como un flash adiabático, pero, aprovechando que se trata de un líquido, en donde los cambios son menos importantes que en un gas, y dada la complejidad de resolución de este último método de cálculo, se ha decidido considerar un flash isotérmico con la condición de aportar una cantidad de calor extra en el cambiador de calor para asegurar que el sistema se encuentre a la temperatura de equilibrio calculada con anterioridad.

A la hora de abordar el problema, se tomará la simplificación de considerar que el aceite está compuesto sólo por una mezcla de triglicéridos, ácidos grasos y agua, despreciando, por tanto, el resto de componentes minoritarios. Obviamente, el componente más volátil será el agua. Por otra parte, con respecto al resto de componentes, todos serán menos volátiles y se separarán totalmente del agua, excepto el más volátil de ellos, el ácido palmitoleico, del cual se perderá un poco por volatilización. Este proceso se puede representar con el siguiente esquema:

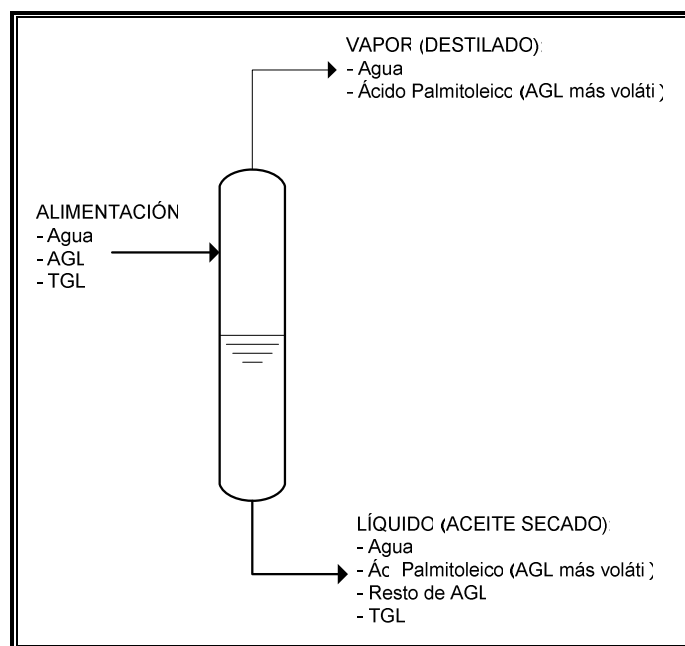


Fig. M-8.24 Componentes considerados en la alimentación, el destilado y el aceite secado



Por otra parte, a partir de esta etapa habrá que tener en cuenta una cuestión importante: el Secado, la Decoloración y la Desodorización son etapas que pueden suceder a las etapas de Neutralización y Lavados, si se trata de una refinación química, o a la etapa de Desgomado, si es el caso de una refinación física. Si sólo se presta atención al aceite propuesto como aceite problema, el aceite de orujo, se tendría que partir del caudal proveniente de los lavados, con su respectiva composición. Sin embargo, a la hora de realizar el diseño de los distintos equipos, es conveniente tener en cuenta que los caudales a tratar en las etapas mencionadas son mayores en la refinación física. Por tanto, aun aportando los resultados obtenidos considerando la refinación química, se tomarán como datos de diseño los aportados y calculados en la operación de refinación física.

Con respecto a la planta actual del Instituto, comentar que no cuentan con esta etapa, por lo que las etapas posteriores pueden verse seriamente afectadas en cuanto a su rendimiento se refiere.

#### **8.4.4. Parámetros de Diseño**

A la hora de diseñar este sistema es necesario conocer una serie de datos iniciales de los cuales partir. En este caso, serán la presión de operación, las composiciones de la alimentación, unas condiciones impuestas que se requerirán en las corrientes de salida y, por supuesto, los datos de equilibrio.

En cuanto a la presión de operación, la bibliografía suele recomendar un vacío moderado, entre 20 y 50 torr (o mmHg)<sup>1</sup>. En el presente Proyecto, se tomará una presión de operación de 20 torr = 0,027 bar, para asegurar la reducción de agua sin tener que alcanzar una temperatura muy elevada.

Como ya se comentó en los primeros apartados, como criterio para decidir entre refinación física y química se observará si el porcentaje en AGL está por debajo o por encima del 2%, respectivamente. Pues bien, si se considera el aceite problema, la composición inicial de la alimentación para la etapa de Secado sería directamente la

---

<sup>1</sup> "LIPID TECHNOLOGIES AND APPLICATIONS", Edited by Frank D. Gunstone y Fred B. Padley, Editorial Marcel Dekker, Inc., EEUU, 1997.

correspondiente a la corriente procedente de los lavados. Sin embargo, si se considera refinación física, se tendría que tomar la composición de la corriente procedente del Desgomado, lo cual sería una contradicción si se tiene en cuenta el criterio que se ha recordado al comienzo de este párrafo (la cantidad de AGL es mayor del 2%). Por ello, como solución a este problema, y con el fin de llevar a cabo el diseño adecuadamente, se ha decidido tomar la misma composición de la corriente procedente de los lavados en la etapa de Secado de la refinación física tomando, a su vez, el caudal total resultante de la etapa de Desgomado. Por tanto, la composición molar de la alimentación, tanto en un caso como en otro, sería la misma, siendo distintos los caudales. En realidad, es como si se partiese de dos alimentaciones distintas: la que ya se ha venido comentando, que necesita un proceso de refinación química, y otra, preparada para someterse a una refinación física, que tendría la misma composición que la anterior excepto en la cantidad de AGL, cuyo porcentaje sería el mismo que el que se obtiene tras realizar los lavados en el tratamiento químico.

Por otro lado, las condiciones que se van a imponer son que la reducción de agua debe ser de un 90% y que la cantidad de ácido palmitoleico (AGL más volátil) presente en el destilado se encuentre por debajo del 0,01%.

#### 8.4.5. Dimensionamiento y Resultados

Tras resolver el sistema como un flash isotérmico, los resultados a los que se ha llegado para el diseño de los diversos equipos son los siguientes (apartado 5.1, ANEXO II):

CONDICIONES DE OPERACIÓN	
$T^a_{\text{equilibrio}} (^\circ\text{C})$	100,79
$T^a_{\text{calentamiento sistema calefactor}} (^\circ\text{C}) = 1,1 \cdot T^a_{\text{equilibrio}}$	110
$P_{\text{operación}} (\text{bar})$	0,027

Como puede observarse, se ha decidido aumentar la temperatura del aceite antes de someterse al vacío un 10% sobre la de equilibrio calculada. Por otro lado, se puede

afirmar que la temperatura de equilibrio hallada se encuentra totalmente dentro del rango que indica la bibliografía, el cual se encuentra comprendido entre unos 90-110 °C.

A continuación, se muestra la composición y caudales de las distintas corrientes resultantes del proceso considerando refinación física (por tanto, se corresponderán con los resultados empleados para el diseño de los equipos):

	ALIMENTACIÓN		VAPOR		ACEITE SECADO	
Componente	$x_{0i}$	Caudal (Kg/h)	$y_i$	Caudal (Kg/h)	$x_i$	Caudal (Kg/h)
<i>Agua</i>	0,2088	0,524	0,9999	0,472	0,0257	0,052
<b>AGL</b>						
<i>Po</i>	0,0004	0,015	$2,2004 \cdot 10^{-7}$	$1,465 \cdot 10^{-6}$	0,0005	0,015
<i>P</i>	0,0062	0,220	0	0	0,0076	0,220
<i>Ln</i>	0,0004	0,017	0	0	0,0005	0,017
<i>Li</i>	0,0039	0,154	0	0	0,0049	0,154
<i>O</i>	0,0499	1,960	0	0	0,0614	1,960
<i>S</i>	0,0017	0,066	0	0	0,0021	0,066
<i>A</i>	0,0002	0,010	0	0	0,0003	0,010
<b>TGL</b>						
<i>OO<i>Li</i></i>	0,0617	7,589	0	0	0,0760	7,589
<i>OOO</i>	0,3939	48,547	0	0	0,4850	48,547
<i>SOO</i>	0,0461	5,692	0	0	0,0567	5,692
<i>POLi</i>	0,0552	6,585	0	0	0,0679	6,585
<i>POO</i>	0,1716	20,535	0	0	0,2114	20,535

En esta tabla no se ha incluido el resto de componentes del aceite, es decir, ceras, pigmentos, volátiles y materia insaponificable, ya que no se tuvieron en cuenta en los cálculos de destilación flash. No obstante, todos ellos se consideran cuando se calcula el balance global de las corrientes, formando parte, primero de la alimentación y luego del aceite secado. Por tanto, los caudales totales serán los siguientes:

	Caudal total (Kg/h)
<b>Alimentación</b>	94,323
<b>Aceite secado</b>	93,851
<b>Destilado</b>	0,472

A continuación, se mostrarán esta última tabla anterior considerando refinación química<sup>1</sup>:

	<b>Caudal total (Kg/h)</b>
<b>Alimentación</b>	59,367
<b>Aceite secado</b>	59,070
<b>Destilado</b>	0,297

Con las condiciones de operación impuestas, se consigue reducir el porcentaje de agua de un casi 0,6% hasta un 0,0558%.

Seguidamente, se expondrán los resultados de diseño obtenidos para cada equipo implicado.

#### **8.4.5.1. Resistencia eléctrica**

Inicialmente, para llevar el aceite de 80-90 °C (temperatura del aceite en el Desgomado o en los Lavados) hasta unos 110 °C se pensó en instalar otro cambiador de calor de tubos concéntricos similares a los anteriores ya diseñados. Sin embargo, al realizar los cálculos pertinentes, se obtuvo una longitud de cambiador de calor de demasiado elevada, por lo que se decidió sustituir este dispositivo por una resistencia eléctrica que envolviese a la tubería externamente. Para un tramo de calentamiento de 0,5 metros y un tiempo de paso de 5 segundos, las propiedades de la resistencia han de ser las siguientes (apartado 5.3.1, ANEXO II):

<i>Resistencia helicoidal conformable</i>	
<i>Potencia (KW)</i>	<i>1,55</i>
<i>Longitud calentamiento (m)</i>	<i>0,5</i>

<sup>1</sup> Se darán más detalles en el punto 5 del ANEXO II.

### 8.4.5.2. Cámara Flash

Los separadores gas-líquido pueden ser de tres tipos: verticales, horizontales y esféricos, cada uno de ellos con sus correspondientes aplicaciones, ventajas y desventajas, que serán explicadas en el apartado 5.3.2 del ANEXO II, y por las cuales se ha elegido el diseño de un separador vertical. En cualquier separador se pueden distinguir cuatro secciones principales, a saber:

- A. Sección de separación inicial
- B. Sección de asentamiento por gravedad
- C. Sección de coalescencia
- D. Sección de recepción de líquidos

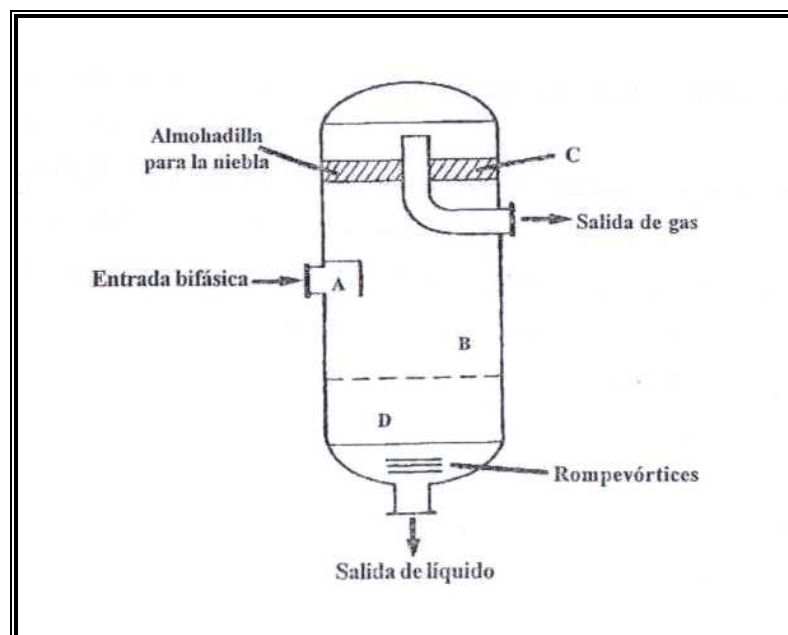


Fig. M-8.25 Secciones de un separador gas-líquido

En el siguiente esquema se representa un separador vertical general con las dimensiones principales de diseño:

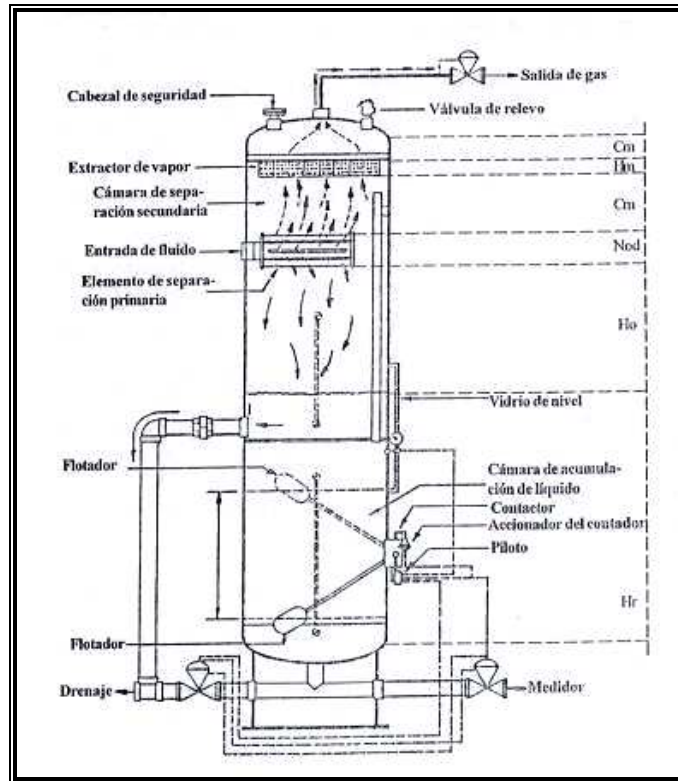


Fig. M-8.26 Esquema y dimensiones de un separador gas-líquido vertical

Siguiendo un plan de diseño para este separador, las dimensiones del mismo necesarias para la separación requerida son las siguientes (apartado 5.3.2, ANEXO II, Plano N° 10):

<i>Diámetro Nominal de columna (in)</i>	$1^{1/4}$
<i>Schedule</i>	10S
<i>Altura total columna (m)</i>	1,5
<i>Distancia entre el fondo de columna y la entrada al separador (<math>H_r+H_o</math>, m)</i>	1,368
<i>Distancia entre la entrada al separador hasta la salida superior del gas (<math>C_m</math>, m)</i>	0,015
<i>Sin extractor de vapor</i>	

Evidentemente, esta columna estará provista de un aislante térmico que tendrá las siguientes especificaciones:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>64</i>

### 8.4.5.3. Condensador

El condensador de los vapores procedentes de la columna de secado consiste en un intercambiador de calor de tubos concéntricos por el que interiormente circularán los citados vapores mientras que por el exterior y a contracorriente circulará agua de refrigeración a 15 °C.

Los datos disponibles para la ejecución del diseño son los siguientes:

<b>VAPORES</b>	<b>AGUA DE REFRIGERACIÓN</b>
$W_{\text{vapor}} = 0,472 \text{ Kg/h}$	$T_{\text{entrada}} = 15 \text{ °C}$
$T_{\text{entrada}} = 100,79 \text{ °C}$	
$P_{\text{vapor}} = 0,027 \text{ bar}$	

Realizando los balances de energía oportunos y una serie de suposiciones previas, las características técnicas del condensador son las siguientes (apartado 5.3.3, ANEXI II):

<b>Tubo interior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>5/8</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,016</i>
<i>Espesor (m)</i>	<i>0,0017</i>

<b>Tubo exterior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>7/8</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,022</i>
<i>Espesor (m)</i>	<i>0,0017</i>

<b>Longitud, L (m)</b>	<b>0,20</b>
------------------------	-------------

Al ser el objetivo de este intercambiador la condensación de los vapores y ser el fluido externo agua de refrigeración que no llega a superar los 20 °C tras dicha operación, no se empleará aislante térmico alguno.

#### 8.4.5.4. Recipiente del condensado

El recipiente donde se recogerá el condensado, y que será donde se realice el vacío para todo el sistema de la operación de Secado, será una tubería vertical (al igual que la columna de secado) que tendrá las siguientes dimensiones:

<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/4</i>
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>
<i>Altura total columna (m)</i>	<i>0,75</i>

Para servir también como trampa de vacío, la conducción por la que circulan los vapores ya condensados se introducirá en esta otra conducción hasta una determinada distancia por encima de la cual se encuentra el punto de succión del vacío.

Por otro lado, el líquido podrá alcanzar una altura máxima en la conducción vertical, para evitar su arrastre por el vacío, por lo cual se instalará un sistema de control de nivel que haga que, al sobrepasar cierta altura, una bomba se encargue de descargar el contenido de la tubería hasta un nuevo nivel más bajo<sup>1</sup>.

<sup>1</sup> Todo esto se explicará con más detalle en el apartado 5.3.4 del ANEXO II.



## 8.5. Decoloración

### 8.5.1. Fundamentos de la Decoloración

La unidad de Decoloración es una parte importante del proceso de refinación, ya que, aunque el principal objetivo de su diseño es la eliminación o reducción de pigmentos coloreados, fundamentalmente la clorofila, también se eliminan trazas de gomas, jabones y metales prooxidantes, que son impurezas minoritarias con un efecto directo sobre las propiedades organolépticas y la estabilidad oxidativa del aceite y que pueden influir en la calidad del mismo reduciendo su durabilidad.

La operación de Decoloración se basa en un proceso de adsorción de los pigmentos a eliminar. La adsorción es una operación física de separación en la que ciertos componentes de una fase fluida se transfieren hacia la superficie de un sólido adsorbente, afín con el soluto que se va a adsorber. En el caso de la Decoloración, los pigmentos coloreados son adsorbidos físicamente sobre la superficie de unas tierras decolorantes a través de la creación de fuerzas de atracción superficiales de Van der Waals.

La mayor parte de los adsorbentes son materiales altamente porosos, teniendo lugar la adsorción fundamentalmente en el interior de las partículas sobre las paredes de los poros en puntos específicos. Puesto que los poros son generalmente muy pequeños, el área de la superficie interna es varios órdenes de magnitud superior al área externa, pudiendo alcanzar valores tan elevados como 2000 m<sup>2</sup>/g. La separación se produce debido a que diferencias de peso molecular o de polaridad dan lugar a que algunas moléculas se adhieran más fuertemente a la superficie que otras.

Inicialmente, como materiales adsorbentes se utilizaban tierras naturales. Estas tierras o arcillas son silicatos de aluminio (bentonita, atapulgita, montmorillonita) que contienen cantidades relativamente elevadas de magnesio, calcio o hierro. Generalmente, estas tierras son activadas mediante un tratamiento térmico. Sin embargo, aunque su superficie específica es alta (40-120 m<sup>2</sup>/g), su capacidad adsorptiva está limitada por su alto contenido en metal. Por ello, actualmente, la mayoría de las tierras naturales decolorantes son acido-activadas con ácido sulfúrico o ácido clorhídrico para su uso en la Decoloración del aceite. Este tratamiento ácido supone una

mayor superficie específica (250-350 m<sup>2</sup>/g) y un menor contenido en metal. En el proceso de Decoloración también se puede emplear como adsorbente carbón activo, al igual que en otros muchos procesos de adsorción, pero se utiliza muy poco debido a su alto coste y al elevado porcentaje de retención de aceite neutro en su superficie. Últimamente, también se vienen utilizando las sílices sintéticas, pero éstas son más eficientes a la hora de adsorber trazas de fosfátidos y jabones que pigmentos coloreados.

Existen diferentes modelos teóricos para abordar el diseño de un proceso de adsorción, como son los modelos de Langmuir o Brunauer-Emmett-Teller (BET). Sin embargo, la expresión matemática que más se ajusta a los procesos de Decoloración es la desarrollada por Freundlich:

$$\frac{x}{m} = KC^n$$

expresada también como:

$$\log \frac{x}{m} = \log K + n \log C$$

donde:

x: cantidad de sustancia adsorbida

m: cantidad de adsorbente

K: constante llamada “capacidad de adsorción”

C: concentración de soluto residual

n: constante que depende de la naturaleza del adsorbente

El uso extendido de la ecuación de Freundlich para el diseño del proceso de Decoloración del aceite y otros procesos industriales, se debe a tres razones fundamentales, a saber:

- La ecuación es adecuada para describir la adsorción no lineal en intervalos estrechos de concentraciones de adsorbato.
- La simplicidad matemática de la ecuación permite que pueda ser utilizada fácilmente.

- El modelo de Freundlich describe los procesos de adsorción sobre puntos superficiales de adsorción que son energéticamente heterogéneos, algo muy común en este tipo de sistemas.

La ecuación de Freundlich es válida para cualquier método de medida del color del aceite, siempre que las unidades de medida sean proporcionales a la concentración de los pigmentos. En el caso de aceites y grasas, el método más extendido ha sido el método de Lovibond<sup>1</sup>. Sin embargo, a la hora de diseñar un equipo, este método puede resultar poco fiable, por lo que también se puede recurrir a la medida de la absorbancia por espectrofotometría. No obstante, y a efectos de cálculo, en este Proyecto se empleará el porcentaje de color, tomando como 100% el color del aceite sin decolorar.

Como se verá en el apartado de *Parámetros de diseño*, el proceso de Decoloración del aceite, como cualquier operación de adsorción, depende de una serie de parámetros, a saber, tipo y dosis de tierra adsorbente, temperatura de operación, presión de operación, tiempo de contacto, humedad y velocidad de agitación.

### **8.5.2. Análisis de Alternativas**

A la hora de llevar a cabo la Decoloración del aceite en un proceso de refinado, no sólo se puede acudir a los procesos de adsorción, comentados en el apartado anterior, sino que existen otras alternativas.

Una opción, aplicable, por ejemplo, en el aceite de colza, consiste en el tratamiento que implica el uso de ácido fosfórico concentrado y un secado a vacío, lo cual produce la precipitación de impurezas, especialmente de componentes clorofílicos, que serían eliminadas por filtración o centrifugación. Otra opción consiste en precipitar los pigmentos clorofílicos por contacto con un álcali (este fenómeno ocurriría en la etapa de Neutralización), pero sólo con este proceso no suele ser suficiente.

---

<sup>1</sup> El método de Lovibond consiste en un método comparativo entre la luz transmitida a través de una columna de aceite con la luz transmitida a través de una serie de vidrios calibrados rojos y amarillos de acuerdo con una escala; los vidrios son desplazados hasta que se da la igualación de color, expresándolo, entonces, en unidades rojo y amarillo.

En lo que se refiere a la línea de proceso, pueden existir diferencias, por ejemplo, en la forma de añadir las tierras decolorantes, ya que éstas pueden ser suministradas directamente en el depósito de Decoloración mediante un dosificador de sólidos o bien diluidas previamente con la totalidad o parte del aceite antes pasar al recipiente. Además, estas arcillas pueden estar sometidas o no a vacío. Por otro lado, la Decoloración propiamente dicha del aceite puede darse a presión atmosférica o a vacío, aunque ésta última opción es la más deseada.

### 8.5.3. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo

El diagrama de flujo propuesto en la etapa de Decoloración es el siguiente:

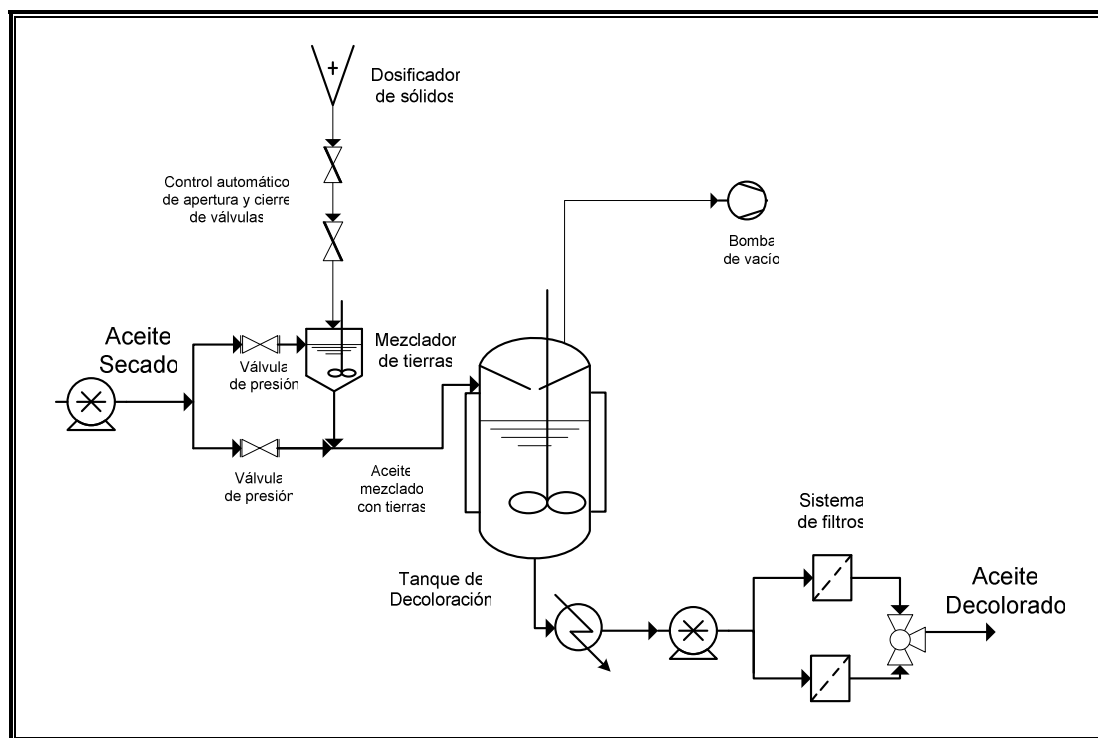


Fig. M-8.27 Diagrama de flujo de la etapa de Decoloración

El flujo del aceite en esta etapa sería el siguiente: el aceite proveniente de la etapa de secado se va a dividir en dos corrientes de distinto caudal, de las cuales la más pequeña se va a emplear para su mezcla con las tierras decolorantes. El hecho de haber decidido esta opción de mezcla con el adsorbente se ha debido, fundamentalmente, a la consecución de un mejor control del suministro del mismo. Elegida la dosis de tierras,

éstas serán suministradas cada cierto tiempo mediante un dosificador de sólidos. Como tanto la mezcla del aceite con el adsorbente como la propia decoloración se van a llevar a cabo bajo vacío, gracias a la instalación de una bomba de vacío, para la adición de las tierras se instalará un sistema de válvulas de apertura y cierre automáticos con el fin de no perder el vacío a través del dosificador. Como se verá en el siguiente apartado, el hecho de operar a vacío reducirá las posibilidades de oxidación del aceite. Tras formar una papilla, ésta será inyectada en la corriente mayor, dirigiéndose la corriente total hacia el depósito propio de la decoloración. Después de permanecer el aceite con las tierras en agitación durante un tiempo de contacto y a una temperatura determinados, la mezcla pasará por un refrigerante (succionada por una bomba) para bajar su temperatura y disminuir las posibilidades de oxidación durante el proceso de filtración al que será sometida para eliminar el adsorbente del aceite, el cual se produce a presión atmosférica, obteniendo, por fin, el aceite decolorado.

#### **8.5.4. Parámetros de Diseño**

Como se comentó en el apartado 8.5.1, las variables a tener en cuenta en el diseño en esta etapa, y que serán analizadas a continuación, son la temperatura de operación, la presión de operación, el tiempo de contacto y el tipo y dosis de tierra adsorbente, además de otros factores influyentes como la humedad y la velocidad de agitación.

- Temperatura de operación

La actividad decolorante aumenta al hacerlo la temperatura, ya que se reduce la viscosidad del aceite, pero dicha actividad disminuye tras sobrepasar una temperatura óptima de operación, produciéndose entonces la fijación del color en el aceite por procesos de oxidación del mismo y, por tanto, su oscurecimiento. La temperatura óptima de la Decoloración va a depender del tipo de aceite y de la presión de operación, sin embargo, se puede afirmar que esta temperatura se encuentra en el rango de 70-110 °C, aunque la mayoría de los aceites son tratados a una temperatura de 90-100 °C.

La temperatura por encima de la cual comienzan a aparecer problemas en el proceso suele ser 110-120 °C, rango a partir del cual se pueden producir cambios estructurales en los componentes del aceite, alterando su estabilidad oxidativa.

- Presión de operación

En principio, el proceso de Decoloración podría ser llevado a cabo a presión atmosférica, ya que, si sólo se tuviesen en cuenta los resultados de la reducción de los pigmentos coloreados, éstos serían incluso mejores que los obtenidos bajo una operación a vacío. Sin embargo, durante el proceso a presión atmosférica, aumenta el contenido en peróxidos, formándose nuevas estructuras que, a la temperatura de operación y utilizando las tierras como catalizador, son muy propensas a oxidarse, lo cual produce un fenómeno de oscurecimiento del aceite, que es precisamente lo que se intenta eliminar. Por ello, es muy conveniente que la Decoloración se realice bajo vacío, evitando tales fenómenos. Por tanto, y según tras la consulta de varias fuentes bibliográficas, se tomará una presión de 50 mbar.

- Tiempo de contacto

Con respecto al tiempo de contacto existen muchas opiniones. Sin embargo, en general se puede decir que, para la mayoría de los aceites y dentro del rango de temperaturas que se ha indicado anteriormente, el tiempo de operación suele estar comprendido entre 20 y 30 minutos, siendo este periodo más que suficiente para alcanzar el equilibrio entre las tierras decolorantes y los componentes que han de ser adsorbidos. Tiempos de residencia mayores no son recomendables porque pueden producir una fijación del color indeseable.

- Tipo y Dosis de adsorbente

En general, la cantidad necesaria de tierra decolorante depende de la naturaleza y de la cantidad de los componentes a eliminar. Adicionalmente, se ha comprobado que los aceites que no han sufrido el proceso de Neutralización requieren mayor cantidad de tierras que los que sí lo han realizado, debido a que, por un lado, el hidróxido sódico ejerce una gran influencia sobre los pigmentos coloreados, y a que, por otro, los jabones formados facilitan su eliminación por atrapamiento. Este hecho se puede observar en la

siguiente tabla, en la que se comparan las cantidades de adsorbente necesarias para varios tipos de aceite antes y después del tratamiento químico del mismo.

Tipo de aceite	Aceite neutralizado	Aceite desgomado
Aceite de girasol	0,3-0,4%	0,1-0,2%
Aceite de colza	0,6-0,8%	0,4-0,5%
Aceite de maíz	0,7-0,9%	0,4-0,6%

Tabla M-8.2 Consumo típico de tierra decolorante para varios tipos de aceite

En líneas generales, el porcentaje de tierras que se suele suministrar en la Decoloración varía en el rango 0,1-3%. Cuanto más eficiente sea un tipo de tierra, menor será la dosis requerida para alcanzar un mismo nivel de decoloración<sup>1</sup>.

En función del grado de decoloración que se requiera o, dicho de otra manera, de la reducción de pigmentos coloreados que se desee, se necesitará una determinada cantidad de adsorbente, dependiendo ésta, a su vez, de la naturaleza y características del mismo. Por ello, sabiendo la reducción de pigmentos requerida y el tipo de tierra empleado, se podrá conocer la cantidad necesaria de la misma aplicando la ecuación de Freundlich.

Para tener en cuenta el tipo de adsorbente empleado, dentro de la ecuación de Freundlich existen dos valores que dependen de ello, a saber,  $K$ , que es una medida general de la actividad decolorante del adsorbente, y  $n$ , que es una indicación de su manera característica de llevar a cabo la adsorción.

Si dos adsorbentes tienen distintas capacidades de adsorción pero lo hacen de la misma manera característica (distintos valores de  $K$  e iguales valores de  $n$ ), las cantidades relativas requeridas para conseguir el mismo grado de decoloración, serán inversamente proporcionales a los valores de  $K$ . Es decir, si por ejemplo se tiene un adsorbente A y otro B con capacidades de adsorción  $K_A= 0.5$  y  $K_B= 1.0$ , para obtener el mismo grado de decoloración se necesitará de A el doble de la cantidad que se necesita de B.

<sup>1</sup> Este fenómeno ocurre con las tierras ácido-activadas, al ser 1.5-2 veces más efectivas que las naturales.

El valor de  $n$  determina el rango de decoloración dentro del cual el adsorbente manifiesta su efecto mayor. De esta manera, si el valor de  $n$  es elevado, será muy efectivo para eliminar las primeras porciones de color del aceite, pero será ineficiente para alcanzar un alto grado de decoloración. Es decir, con dosis más pequeñas se apreciará de forma muy clara la reducción de color, pero a partir de una cantidad determinada será difícil seguir manteniendo esta reducción. Cuando  $n$  es bajo, ocurre lo contrario.

Todo esto se puede apreciar en la siguiente gráfica, donde se representan todos los casos anteriormente expuestos de forma teórica.

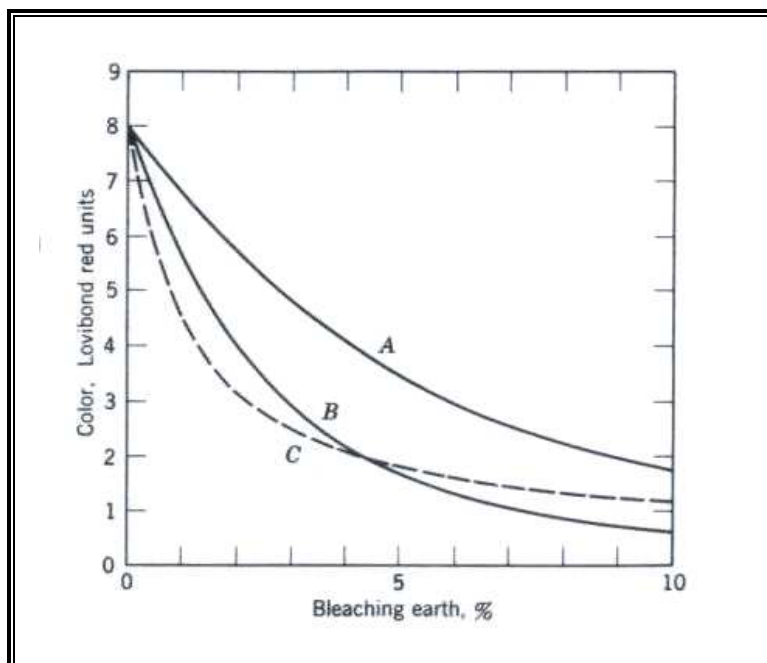


Fig. M-8.28 Curvas de decoloración teóricas para diferentes valores de  $K$  y  $n$ :  
(a)  $K=0.5$ ,  $n=0.5$ ; (b)  $K=1.0$ ,  $n=0.5$ ; (c)  $K=0.6$ ,  $n=1.2$

Según la bibliografía, los valores de  $K$  están comprendidos entre 0,2-7, aproximadamente, mientras que  $n$  puede tomar valores comprendidos en el intervalo 0,3-4. Tanto en un caso como en otro, los valores dependerán, fundamentalmente, del tipo de tierra y de las condiciones de operación.

Como se comentó al comienzo de este apartado, existen otros parámetros a tener en cuenta. Uno de ellos es la humedad; es muy importante realizar la operación de secado del aceite hasta los niveles recomendados (menor al 0,1%) antes de decolorarlo,



ya que se evitarán procesos de oxidación del mismo. Por otra parte, también es fundamental controlar la agitación, la cual debe ser suficientemente vigorosa para conseguir el rápido e íntimo contacto entre las arcillas y los pigmentos coloreados, pero de forma controlada, ya que una agitación violenta puede promover fenómenos de oxidación (especialmente, en presencia de aire).

### 8.5.5. Dimensionamiento y Resultados

Seguidamente, tras haber realizado un análisis de todos los parámetros que intervienen en el diseño del proceso de Decoloración, se presentarán los valores concretos de todos ellos.

CONDICIONES DE OPERACIÓN	
T <sup>a</sup> decoloración (°C)	100
P decoloración (bar)	0,050
Tiempo de contacto (min)	30
Tipo de adsorbente	Montmorillonita
	K = 2,3
	n = 1,91

Al igual que ocurría con el Secado, la etapa de Decoloración puede estar precedida o no por la etapa de Neutralización, según si se ha realizado refinación química o física. Como, en este último caso, los caudales a tratar son mayores, éstos serán los escogidos para el diseño de los equipos. No obstante, también se aportarán los resultados que se obtendrían en el caso de la refinación química del aceite de orujo problema.

Para hallar la cantidad de adsorbente para esta operación, es necesario saber cuánto se quiere eliminar. Pues bien, si se supone que el porcentaje inicial de coloración del aceite es de 100, el del aceite decolorado deberá de ser de, al menos, 25, es decir, se impondrá que la reducción de color sea de un 75%. De esta manera, mediante la aplicación de la ecuación de Freundlich, y teniendo en cuenta el tipo de adsorbente, se

llega a la conclusión de que se necesita un 0,07% de arcillas decolorantes con respecto a la cantidad total de aceite que se ha de decolorar. A continuación, se aporta la isoterma de Freundlich correspondiente a este cálculo (a la temperatura de 100 °C y con el adsorbente propuesto).

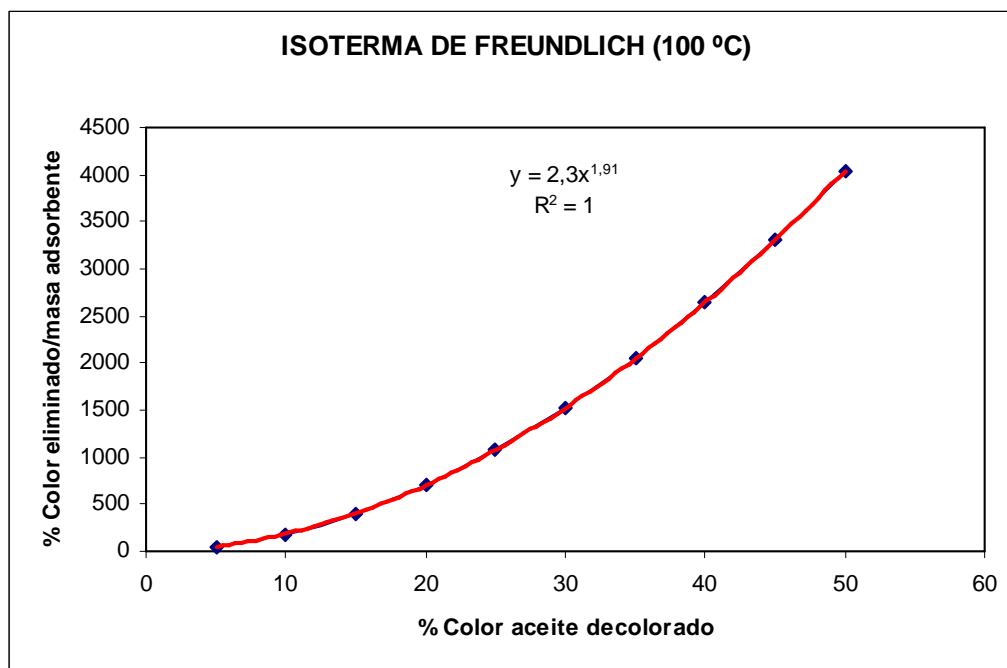


Fig. M-8.29 Isotherma de Freundlich ( $T^a = 100$  °C,  $K = 2,3$ ,  $n = 1,91$ )

A continuación, se expondrán los resultados de diseño obtenidos para cada equipo implicado.

#### 8.5.5.1. Depósito Mezclador de tierras

El aceite procedente de la unidad de Secado se va a dividir en dos líneas diferentes, de las cuales la minoritaria se va a desviar hacia un depósito mezclador donde se producirá la mezcla con el adsorbente en cuestión. La cantidad que se ha decidido desviar ha sido un 20% del total de aceite que llegue a la etapa de Decoloración. El sistema se diseñará para que el dosificador de sólidos suministre puntualmente cada 5 minutos al depósito mezclador la cantidad de adsorbente necesaria, correspondiente al caudal de aceite total que proviene de la unidad anterior (Secado). Por ello, este depósito será diseñado para un tiempo de residencia de 5 minutos, ya que,

idealmente, cada dicho intervalo de tiempo, el mismo dejará de contener tierras para recibir, en ese mismo instante, una nueva inyección por parte del dosificador.

Por otra parte, este depósito estará conectado al mismo vacío que el depósito principal y propio de la Decoloración, aspecto a tener en cuenta en el diseño.

Para el diseño de este depósito se ha recurrido al Reglamento de Aparatos a Presión, para recipientes sometidos a presión externa. Este depósito dispondrá también de un fondo cónico para favorecer la salida de la papilla formada y de una tapa semielíptica en la que irá acoplado un agitador.

Si se tiene en cuenta el 20% del caudal total que llega a esta unidad, considerando refinación física, el caudal desviado a este depósito será de unos 19 Kg/h. Por tanto, considerando un tiempo de residencia de 5 minutos, las características técnicas del depósito serán las siguientes (apartado 6.3.1, ANEXO II):

<b>DIMENSIONES DEL TANQUE DE RETENCIÓN</b>		
<i>Volumen (L)</i>	3	
<i>Diámetro exterior (m)</i>	0,140	
<i>P vacío (bar)</i>	0,050	
<i>Espesor de pared (m)</i>	0,0064	
<i>Fondo cónico</i>	<i>Ángulo <math>\alpha</math></i>	30 °
	<i>Altura (m)</i>	0,110
<i>Cabeza elipsoidal 2:1</i>	<i>Altura (m)</i>	0,032
<i>Virola</i>	<i>Altura (m)</i>	0,198
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>	

La velocidad de agitación será, aproximadamente, de unas 130 r.p.m. El elemento agitador, como en otros casos, será función del volumen, de los compuestos a mezclar, de las propiedades de los mismos y de las condiciones de operación.

### 8.5.5.2. Dosificador de sólidos

Como ya es sabido, es necesario un dosificador de sólidos que suministre una cantidad determinada de adsorbente cada cierto tiempo, en este caso cada 5 minutos. Esa cantidad depende del caudal de aceite a decolorar, que, en este caso, depende del tipo de refinación realizada. Así:

	<i>Cantidad de adsorbente (g cada 5 minutos)</i>
<i>Refinación Física</i>	5,45
<i>Refinación Química</i>	3,43

El dosificador de sólidos seleccionado para este proceso tiene las siguientes especificaciones:

<b>ESPECIFICACIONES TÉCNICAS</b>	
<i>Dosificador de sólidos LAMBDA DOSER</i>	
<i>Dimensiones de la unidad de control (cm)</i>	<i>7(ancho) x 6 (alto) x 13 (fondo)</i>
<i>Dimensiones del recipiente (cm)</i>	<i>12 (ancho) x 30 (alto) x 5 (fondo)</i>
<i>Peso (g)</i>	950
<i>Fuente de alimentación de tensión baja 12 VDC/5 W (100-240V, 50-60 Hz)</i>	



Fig. M-8.30 Dosificador de sólidos LAMBDA DOSER

Este dosificador proporciona la posibilidad de mantener el sólido bajo una atmósfera controlada con un gas inerte, por ejemplo  $N_2$ , que sería útil si se desea mantener el adsorbente aislado del oxígeno.

Como el dosificador de sólidos no está a vacío, a diferencia del depósito mezclador donde evacua las tierras decolorantes, es necesario instalar un sistema de válvulas de apertura y cierre automáticos. Este sistema funcionaría siguiendo cuatro pasos consecutivos, representados en el siguiente esquema:

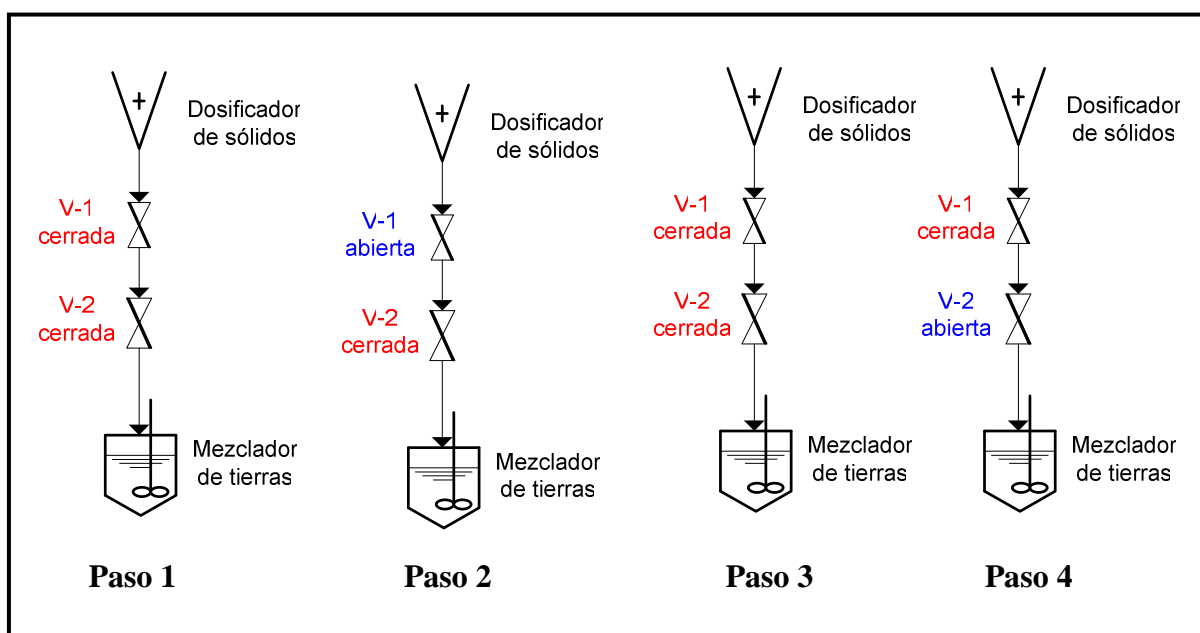


Fig. M-8.31 Automatización para la dosificación de sólidos

Inicialmente, en el paso 1, tanto la válvula 1 como la 2 están cerradas, suponiendo, así, que acaba de producirse una descarga de tierras. Tras producirse la descarga, la válvula 1 se abre para dejar caer el masa de adsorbente requerida, estando la válvula 2 cerrada (paso 2). En el paso 3, la válvula 1 vuelve a cerrarse, quedando el contenido de arcillas entre las dos válvulas. Cuando pasan los cinco minutos desde la inyección de tierras anterior, la válvula 2 se abre para dejar paso al sólido hacia el depósito mezclador (paso 4); aquí el sólido no sólo cae por gravedad, sino que también es “succionado” por el vacío existente en el interior de este tanque. El siguiente paso volvería a ser el 1. De esta manera, se consigue evitar la pérdida del vacío del sistema.

### 8.5.5.3. Depósito de Decoloración

Después de haberse producido la mezcla de parte de la corriente inicial con el adsorbente, dicha “papilla” es devuelta a la corriente inicial, dirigiéndose la totalidad del caudal que entró en este proceso hacia el depósito propio de la Decoloración.

Como ya se ha comentado, las condiciones de operación en la Decoloración son  $T^a = 100\text{ }^\circ\text{C}$ ,  $P = 0,050\text{ bar}$  y  $t_{\text{contacto}} = 30\text{ minutos}$ . Para mantener la temperatura a  $100\text{ }^\circ\text{C}$ , el depósito dispondrá de una camisa por la que circulará vapor saturado a  $10\text{ bar}$  de presión. Por otro lado, la presión de vacío deberá tenerse en cuenta durante el diseño mecánico del recipiente.

Para el diseño de este depósito se ha recurrido al Reglamento de Aparatos a Presión, para recipientes sometidos a presión externa. Este depósito dispondrá de fondo y cabeza semielípticos, y en ésta irá acoplado un agitador, el cual, como en otros casos, será función del volumen, de los compuestos a mezclar, de las propiedades de los mismos y de las condiciones de operación. Además, dispondrá de placas deflectoras que impidan el arrastre de gotas de líquido por la parte superior debido al vacío.

Los caudales a tratar según el tipo de refinación son los siguientes:

	<i>Caudal de aceite en Decoloración (Kg/h)</i>
<i>Refinación Física</i>	<i>93,851</i>
<i>Refinación Química</i>	<i>59,070</i>

Teniendo en cuenta el caudal mayor, las características del recipiente son las siguientes (apartado 6.3.2, ANEXO II):

<b>DIMENSIONES DEL TANQUE DE RETENCIÓN</b>	
<i>Volumen (L)</i>	<i>100</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,406</i>
<i>P vacío (bar)</i>	<i>0,050</i>

<i>Espesor de pared (m)</i>	<i>0,0064</i>	
<i>Fondo elipsoidal 2:1</i>	<i>Altura (m)</i>	<i>0,098</i>
<i>Cabeza elipsoidal 2:1</i>	<i>Altura (m)</i>	<i>0,098</i>
<i>Virola</i>	<i>Altura (m)</i>	<i>0,690</i>
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>	

### **Camisa del recipiente**

El cálculo del encamisado del recipiente se ha llevado a cabo siguiendo los mismos pasos que los que se han seguido en los cambiadores de calor de tubos concéntricos ya diseñados, de manera que el tubo interior se corresponde con el depósito de la Decoloración mientras que la camisa sería el exterior. Al igual que en otras operaciones, el fluido calefactor será vapor saturado a 10 bar de presión, procedente de una línea de vapor común del Instituto.

Los datos iniciales para el cálculo de este elemento son los siguientes:

<b>DATOS DE PARTIDA</b>	
Caudal másico de aceite (Kg/h)	93,851
T <sub>entrada</sub> aceite (°C)	90
T <sub>salida</sub> aceite (°C)	100
<i>Depósito (Tubo interior)</i>	Diámetro Exterior = 0,406 m
	Diámetro Interior = 0,3937 m
P vapor (bar)	10
T <sub>entrada</sub> vapor (°C)	179,96
T <sub>salida</sub> vapor (°C)	179,96
Material	Acero Inoxidable 316

El valor del coeficiente global de transmisión de calor, U, calculado en función de los dos coeficientes individuales de convección, del coeficiente de transmisión por conducción y de los coeficientes de ensuciamiento hallados en la bibliografía, es de

10,15 W/m<sup>2</sup>·°C. En este caso, según la bibliografía, el valor de U para recipientes encamisados, con vapor como fluido calefactor, pared intermedia de acero inoxidable y fluido a calentar con propiedades cercanas al que nos ocupa, suele estar comprendido entre 55 y 280 W/m<sup>2</sup>·°C aproximadamente. Aunque el valor resultante se desvíe un poco de estos intervalos, se puede decir que, en cualquier caso, se trata de valores bajos de U.

Realizando los balances de energía oportunos y una serie de suposiciones previas, las características técnicas del encamisado son las siguientes (apartado 6.3.2, ANEXO II):

<b>Tubo exterior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>18</i>
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>

<b>Longitud, L (m)</b>	<i>0,48 (Se han tomado 0,60 m, que coincide con la altura de la virola del depósito de Decoloración)</i>
<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>	<i>0,596</i>

Para evitar la disipación de energía, y por razones de seguridad, esta camisa estará provista de un aislante térmico, cuyas especificaciones serán las siguientes:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>48</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>114</i>

#### 8.5.5.4. Refrigerante

Como se dijo anteriormente, es necesario bajar la temperatura un poco la temperatura del aceite para poderlo filtrar a presión atmosférica, ya que puede sufrir



procesos de oxidación. La temperatura del aceite durante su decoloración ha sido de unos 100 °C, por tanto, si se observa la siguiente tabla, se puede asegurar que disminuyéndola hasta unos 90 °C, se reducirán suficientemente las posibilidades de oxidarse.

Temperatura (°C)	Oxígeno (ppm, 1 bar)	Nitrógeno (ppm, 1 bar)
0	170	80
25	180	85
50	185	90
75	190	95
100	200	105
125	*	110
150	*	115

\*Las solubilidades de oxígeno a temperaturas más altas no son aconsejables porque ocurren los fenómenos de oxidación (Source, Líder, 1997)

Tabla M-8.3 Solubilidad de oxígeno y nitrógeno en aceites

Este refrigerante consiste en un intercambiador de tubos concéntricos por cuya conducción interior circula el aceite a enfriar, mientras que por el conducto externo circula a contracorriente el aceite de alimentación para ser precalentado antes de entrar en el intercambiador de calor inicial situado en la etapa de Desgomado. De esta manera, se aprovechará el calor del aceite decolorado para disminuir la cantidad de vapor consumido en el intercambiador citado.

Así pues, se parte de la siguiente información:

ACEITE DECOLORACIÓN	ACEITE ALIMENTACIÓN
$W_{ac-dec.} = 93,851 \text{ Kg/h}$	$W_{ac-alim.} = 10 \text{ bar}$
$T_{entrada} = 100 \text{ °C}$	$T_{entrada} = 20 \text{ °C}$
$T_{salida} = 90 \text{ °C}$	

En este caso, el valor de U es de 18,49 W/m<sup>2</sup>·°C.

Realizando los balances de energía oportunos y una serie de suposiciones previas, las características técnicas del cambiador de calor son las siguientes (apartado 6.3.3, ANEXO II, Plano N° 7):

<b>Tubo interior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,033</i>
<i>Espesor (m)</i>	<i>0,003</i>

<b>Tubo exterior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1½</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,048</i>
<i>Espesor (m)</i>	<i>0,003</i>

<b>Longitud, L (m)</b>	<i>3,76 (Se han tomado 4,5 m)</i>
<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>	<i>0,395</i>

Debido a la longitud que resulta, se ha decidido dividir el intercambiador en tres tramos rectos de 1,5 metros cada uno, uniéndolos por tramos verticales de longitud suficiente como para que haya una distancia mínima entre ellos teniendo en cuenta la presencia del aislante. Dicho aislante, necesario para evitar la disipación, tiene las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>38</i>

#### 8.5.5.5. Proceso de filtración

Tras el proceso de Decoloración, es fundamental eliminar el adsorbente del aceite. Esta eliminación podría realizarse mediante el empleo de centrífugas; sin embargo, debido a la abrasión que producen los sólidos en los rotores, estos equipos no son aconsejables para esta operación. Por ello, dicha eliminación se llevará a cabo mediante un proceso de filtración. La filtración es una operación unitaria física de

separación de partículas sólidas (adsorbente) de un fluido (aceite) haciendo pasar dicho fluido a través de un medio filtrante sobre el que se depositan los sólidos.

En los procesos de filtración del aceite para la eliminación del adsorbente, es necesario tener en cuenta una cuestión importante: al tratarse de sólidos muy finos, las arcillas adsorbentes pueden formar una torta muy densa e impermeable, produciendo como consecuencia la obstrucción rápida de cualquier medio filtrante que sea suficientemente fino como para retenerlos y un aumento enorme de la caída de presión. La filtración práctica de estos sólidos exige que la porosidad de la torta aumente de forma que permita el paso del líquido con una velocidad razonable, para lo cual pueden añadirse coadyuvantes de filtración, tales como tierras diatomeas (las más utilizadas en este tipo de procesos), perlita, celulosa u otros materiales inertes a la suspensión. Estos coadyuvantes pueden ser suministrados antes de que comience el propio proceso de filtración o bien de manera continuada. En el caso que nos ocupa, este coadyuvante se desecharía junto con el adsorbente separado del aceite, puesto que éste no va a volver a ser recirculado (no se dan procesos de regeneración de estos adsorbentes), debiendo ser tratados estos sólidos fuera del proceso como un residuo a gestionar (lo cual no es objeto de este Proyecto).

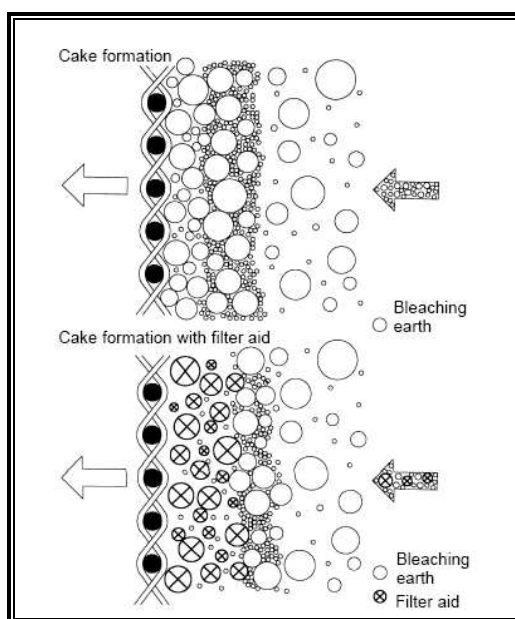


Fig. M-8.32 Formación de la torta con y sin coadyuvante de filtración

Aunque, obviamente, la mayor parte de la adsorción de pigmentos por parte de las tierras adsorbentes se produce en el depósito de decoloración, se ha observado que una parte significativa ocurre durante el proceso de filtración. A medida que el adsorbente se va acumulando formando la torta, se puede decir que el aceite va atravesando dicha estructura como si de un lecho fijo se tratase. Como el adsorbente posee todavía puntos activos de adsorción no ocupados durante el tiempo de residencia en el depósito de decoloración, cuando el aceite atraviesa la torta y se pone en íntimo contacto con esta alta concentración de adsorbente, se produce una adsorción adicional. Este fenómeno no ha sido contemplado en este Proyecto, considerándose, por tanto, que la adsorción total se produce en el depósito destinado para ello.

En cuanto a los equipos empleados para la filtración del aceite, la mayoría trabajan en discontinuo, por lo que, al tratarse de un proceso continuo, la planta deberá contar con, al menos, dos filtros que operen alternativamente, de manera que, mientras uno realiza el proceso de filtrado, el otro sufrirá un proceso de limpieza y se preparará para una nueva operación. Un filtro opera según el siguiente ciclo:

1. Llenado del filtro.
2. Formación de una precapa: obtención de líquido turbio.
3. Obtención de líquido claro.
4. Vaciado del filtro.
5. Desprendimiento de la torta.
6. Eliminación de la torta.

A la hora de seleccionar el filtro, es importante tener en cuenta que, como se trata de un diámetro de partícula tan pequeño, la luz del medio filtrante debe serlo también, soliendo ser del orden de 50-150  $\mu\text{m}$ .

A continuación se explicarán los filtros que se suelen utilizar para la filtración de aceite en la etapa de decoloración del proceso de refinado:

a) Filtro de precapa o con recubrimiento

El filtro con recubrimiento o de precapa (*precoat filter*) es uno de los más empleados en la operación que nos ocupa. Este tipo de filtros posee como medio filtrante una delgada malla metálica de acero inoxidable, de manera que sólo puede funcionar como separador cuando en ésta se deposite una primera capa de partículas gruesas, constituyendo, por tanto, el medio filtrante real del equipo el conjunto malla metálica – precapa. Este fenómeno implica que, en los primeros momentos de funcionamiento del filtro, mientras la precapa se forma, el producto salga con una cierta turbidez. Por ello, mientras el aceite sale turbio, éste debe ser recirculado de nuevo al filtro hasta que se consiga un producto claro, momento en el cual, mediante un sistema de control, basado en intervalos de tiempo o en grado de turbidez, cesará la recirculación del fluido para obtener una corriente filtrada lista para dirigirse a la siguiente unidad. Los elementos que forman este tipo de filtros siempre se encuentran en posición vertical, aunque el recipiente que los contiene puede ser vertical u horizontal.

Existen varias modalidades de este tipo de filtro, entre las que se destaca el *filtro de platos*. Dentro de este tipo, el filtro más empleado a nivel industrial es el de precapa de platos vertical, cuyo esquema se muestra en la siguiente figura.

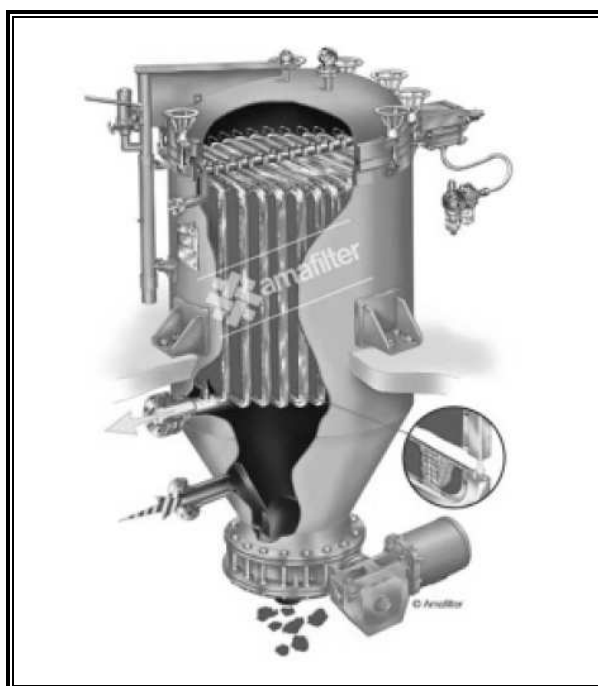


Fig. M-8.33 Filtro de precapa vertical con descarga de torta seca

Como se puede observar, se trata de un recipiente de sección inferior cónica en cuyo interior se disponen una serie de platos verticales sobre los cuales se acopla el medio filtrante (malla metálica) y, por tanto, donde se deposita la precapa.

Los filtros de platos, además de estar contruidos en acero inoxidable, deben estar especialmente diseñados para ser resistentes a la corrosión por parte de las tierras decolorantes ácido-activadas.

Para la limpieza del filtro, el equipo es sometido a un soplado con vapor seco para desprender la torta formada. A continuación, en los filtros verticales, esta torta es descargada por la sección cónica inferior con la ayuda de un movimiento mecánico vibratorio.

Estos filtros también pueden ser horizontales, siendo su funcionamiento muy similar al de los verticales.

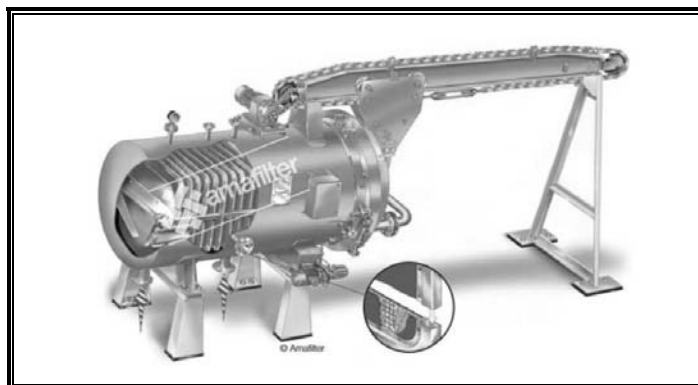


Fig. M-8.34 Filtro de precapa horizontal con descarga de torta seca

Existen otros filtros de precapa, como son los filtros de disco, consistentes en un conjunto de platos dispuestos horizontalmente, eliminándose la torta tras un ciclo de filtrado mediante la fuerza centrífuga que dichos platos producen al girar. También los hay tipo calandria, que son muy parecidos a los verticales anteriormente explicados con la diferencia de estar contruidos por elementos filtrantes cilíndricos y verticales en vez de por platos.

b) *Filtro prensa*

Un filtro prensa contiene un conjunto de placas diseñadas para proporcionar una serie de cámaras o compartimentos en los que se pueden recoger los sólidos. Las placas se recubren con un medio filtrante, que suele ser una lona artificial o de fibras naturales. La suspensión se introduce en cada compartimento bajo presión; los sólidos se depositan sobre las lonas recubriendo las caras de las placas. Por su parte, el líquido pasa a través de las telas y desciende por las canaladuras de las caras de las placas, saliendo del filtro.

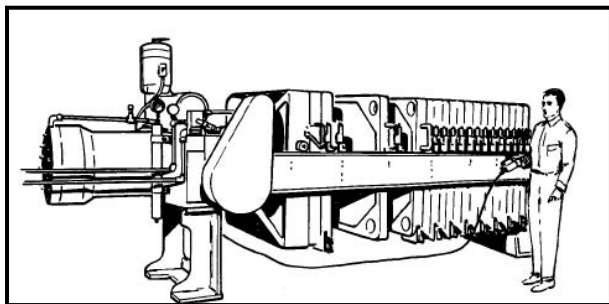


Fig. M-8.35 Filtro prensa a escala industrial

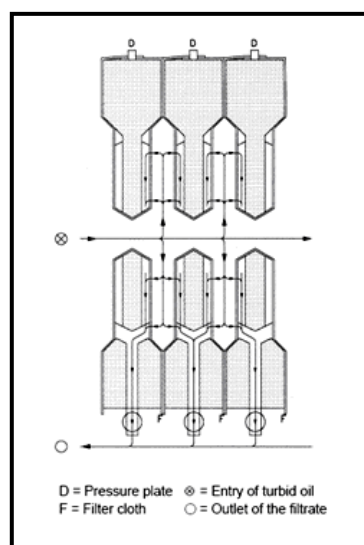


Fig. M-8.36 Corte transversal de las placas de un filtro prensa

Para el caso de la planta piloto objeto de este Proyecto, y de acuerdo con el mayoritario uso industrial, sería interesante instalar dos filtros verticales de precapa o con recubrimiento de dimensiones adecuadas para el caudal que se va a tratar, de aproximadamente 100 Kg/h, aunque los filtros de placas son más económicos y suelen ser más habituales a escala piloto.

Por otro lado, se recibió una oferta del filtro que aparece en la siguiente fotografía. Básicamente, consiste en un tubo central, que es el elemento filtrante, por el que circulará la suspensión a separar, de manera que el aceite saldrá radialmente de dicho elemento ya filtrado, quedando los sólidos retenidos en su superficie interior.



Fig. M-8.37 Filtro de laboratorio Zenítram

El problema que plantea este filtro es que su capacidad máxima es de 40 L/h, ya que está diseñado para trabajar a nivel de laboratorio, siendo el siguiente de capacidad superior de unos 1000 L/h. No obstante, nos puede servir para tener en cuenta otras configuraciones de equipos de filtración además de las explicadas anteriormente.



## 8.6. Desodorización

### 8.6.1. Fundamentos de la Desodorización

En general, la Desodorización constituye la última etapa del proceso de refinación de aceites. Básicamente, consiste en una destilación durante la cual ácidos grasos libres y compuestos volátiles odorantes (aldehídos, cetonas, peróxidos, alcoholes y otros compuestos orgánicos) son eliminados con el fin de obtener un aceite suave y libre de olores. Además, debido a las altas temperaturas que se alcanzan en esta etapa, ciertos pigmentos no eliminados en el proceso anterior (como por ejemplo, ciertos carotenoides) son destruidos aquí. De forma minoritaria pero no menos importante, también se eliminan residuos pesticidas, trazas de cualquier disolvente de extracción y posibles compuestos volátiles sulfurados.

La destilación es una operación unitaria física de separación controlada por la transferencia de materia que consiste en la vaporización parcial de una mezcla líquida, mediante la cual se obtienen dos corrientes de salida: una vapor, más rica que la mezcla inicial en el/los componente/s más volátil/es, y una líquida, más pobre en dicho/s componente/s. Para poder llevar a cabo la destilación, es necesario que los componentes a separar tengan distintas presiones de vapor (o distintos puntos de ebullición), de manera que, cuanto más diferentes sean, más eficaz será la separación. Por ello, para realizar los cálculos oportunos de destilación, es imprescindible conocer los datos de equilibrio líquido-vapor del sistema. Como ya se podrá comprobar en el apartado 7.1 del ANEXO II, se puede afirmar que, como las presiones de vapor son muy diferentes (volatilidad relativa muy elevada entre los componentes a separar), se trata de una destilación que necesita una sola etapa.

En el caso que nos ocupa, los componentes indeseables constituirían la fase vapor, mientras que la fase líquida sería el aceite desodorizado, formado mayoritariamente por triglicéridos. Aquí, para simplificar el problema, se ha decidido considerar que el aceite sólo está formado por AGL y TGL, siendo los primeros los más volátiles y los segundos los más pesados<sup>1</sup>. Como en cualquier proceso de destilación, la

---

<sup>1</sup> A la hora de abordar el problema, no se considerarán los componentes responsables del olor puesto que son más volátiles que los AGL. Teniendo en cuenta esto, se puede afirmar que, eliminando los ácidos grasos se eliminan con completa seguridad los compuestos odorantes (éstos no precisan condiciones tan extremas).

eliminación eficaz de los compuestos en cuestión va a depender, principalmente, de su presión de vapor, de su concentración en el aceite y del diseño del desodorizador.

Cuando se decide realizar refinación química, la cantidad de ácidos grasos a eliminar en este proceso suele ser muy pequeña, ya que, generalmente, la mayor parte de ellos se han eliminado en la etapa de Neutralización. Por tanto, en este caso sólo habrá que eliminar por destilación una cantidad casi insignificante de AGL más los compuestos causantes del olor. Sin embargo, si se realiza refinación física, el contenido en AGL puede rondar el 2%, teniendo entonces que eliminar éstos (que en este caso constituirían una cantidad considerable) además de los compuestos volátiles. Todo este comentario es necesario para afirmar que las condiciones de operación que se imponen en la refinación física son más severas que en la química, debido precisamente al mayor contenido en AGL, ya que éstos requieren una mayor temperatura para ser vaporizados que los componentes causantes del olor (la temperatura de ebullición de los AGL ronda los 360 °C a presión atmosférica). Es decir, para conseguir en ambos casos un contenido de AGL de 0,01-0,05%, es necesario endurecer las condiciones en la refinación física.

Como ya se ha indicado en el párrafo anterior, la manera más fácil de eliminar la mayor parte de AGL es mediante un aumento de la temperatura, pero esta solución puede suponer la modificación de ácidos grasos a su forma *trans*, nocivos para el organismo, y la pérdida de tocoferoles y otras sustancias, que, por el contrario, son beneficiosas para el mismo. Pues bien, una manera de evitar estas altas temperaturas consiste en la disminución de la presión de operación y en la inyección de vapor de agua. Con la primera medida, que implica trabajar a vacío, se reducirá el punto de ebullición de la mezcla, pero esta bajada, como veremos, no es suficiente. Por ello, se recurre, además, a la segunda alternativa, con la que se consigue reducir la presión parcial de los constituyentes de la mezcla, lográndose, así, una temperatura de ebullición más baja.

En conclusión, se dirá que la Desodorización consiste en una destilación a alto vacío con inyección de vapor y a alta temperatura con el objetivo de eliminar las sustancias ya citadas, siendo las más exigentes, en cuanto a condiciones de operación, los ácidos grasos.

### 8.6.2. Análisis de Alternativas

En la bibliografía se suele dedicar una mención especial a las diferencias existentes entre la operación en discontinuo, en semicontinuo y en continuo de la Desodorización. Sin embargo, en este Proyecto no tiene sentido tal mención, ya que en este caso no hay lugar a dudas de que se diseñará un proceso en continuo. Por tanto, lo que se abordará en este apartado serán las diferentes tecnologías posibles para llevar a cabo dicha etapa en continuo, analizando y justificando, finalmente, tanto la elección propuesta como las opciones desechadas.

Para poder analizar las distintas alternativas, y aunque se profundizará ampliamente en esta cuestión en el apartado de *Parámetros de diseño*, se dirá que el vacío suele estar comprendido entre 1 y 5 mbar y que la temperatura puede alcanzar hasta los 260 °C.

Las distintas maneras de llevar a cabo la destilación de una mezcla buscan siempre el máximo contacto entre el líquido y el vapor. La forma más habitual de hacerlo es mediante una columna de platos perforados, como la que se muestra en la siguiente figura.

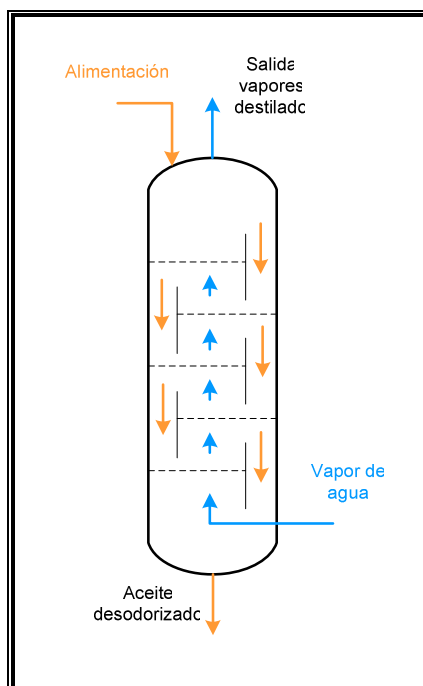


Fig. M-8.38 Desodorización del aceite mediante columna de platos

En el esquema presentado se puede observar cómo el aceite a desodorizar entra por la parte superior y va bajando a través de los distintos vertederos de los platos<sup>1</sup>. Por su parte, el vapor va ascendiendo a través de los orificios de los platos, consiguiéndose, así, el arrastre de los compuestos a eliminar. El problema que plantea esta posibilidad es que, al tener que pasar el vapor a través de los pequeños orificios, se va a producir una pérdida de carga suficiente como para “perder” el alto vacío que necesita la columna. Por este motivo, las columnas de platos perforados, o incluso de campanas de borboteo, no se utilizan en la práctica para este proceso.

Otra alternativa, que suele ser la más empleada, es llevar a cabo el proceso en una columna con bandejas de pulverizado, como muestra este otro dibujo.

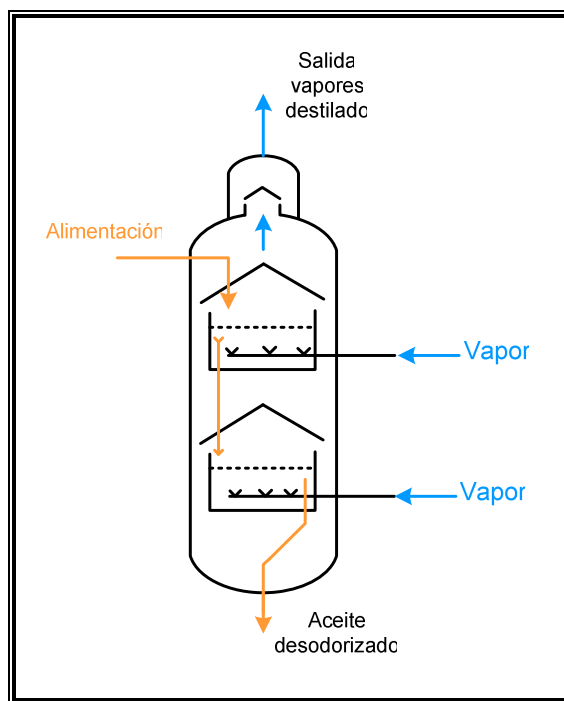


Fig. M-8.39 Desodorización del aceite mediante columna con bandejas

En este caso, en el interior de la columna se encuentran una serie de bandejas o compartimentos en cada uno de los cuales el aceite permanece un determinado tiempo de residencia y en cuyo interior se produce la inyección de vapor. En este sistema, la

<sup>1</sup> La entrada de alimentación se produce en la parte superior de la columna puesto que el objetivo es agotar los compuestos volátiles y los AGL de la misma. Este hecho, como se verá, ocurrirá en todos los casos.

pérdida de carga es mucho menor que en el caso anterior; sin embargo, el contacto entre el líquido y el vapor es bastante menor.

Una nueva opción, muy parecida a la anterior, es la que se presenta a continuación.

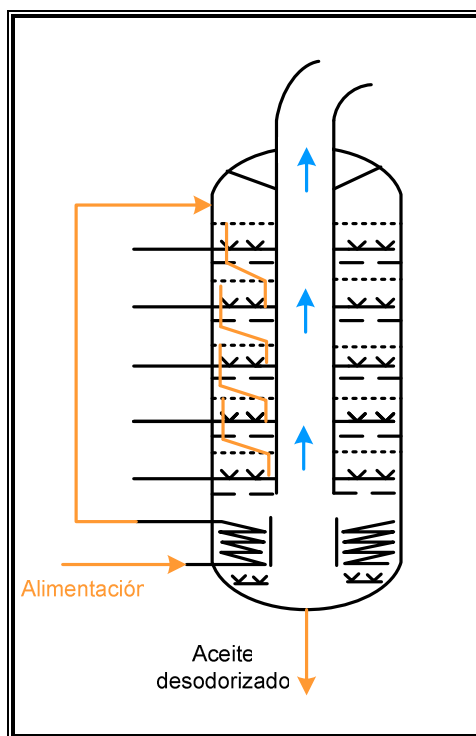


Fig. M-8.40 Desodorización del aceite mediante columna de bandejas

Este sistema es una mezcla de los dos anteriores con la ventaja de que, por un lado, se da un mayor contacto entre ambas fases, y, por otro, existe una conducción central que hace que la pérdida de carga en la columna disminuya considerablemente con respecto a otros métodos.

Por otro lado, ciertas empresas del sector dedicado a la destilación industrial proponen un sistema en el que se emplee una columna con un relleno estructurado, en el que la alimentación y el vapor circulan a contracorriente, con lo que se consigue un contacto casi total entre ambos al aumentar la relación superficie/volumen de manera considerable. Este proceso entraría dentro de lo que se llama tecnología de *Thin-Film*, ya que el vapor se pone en contacto con una película extremadamente delgada de

líquido, lo cual favorece enormemente el aumento de la velocidad de transferencia de materia y el rendimiento de la destilación.

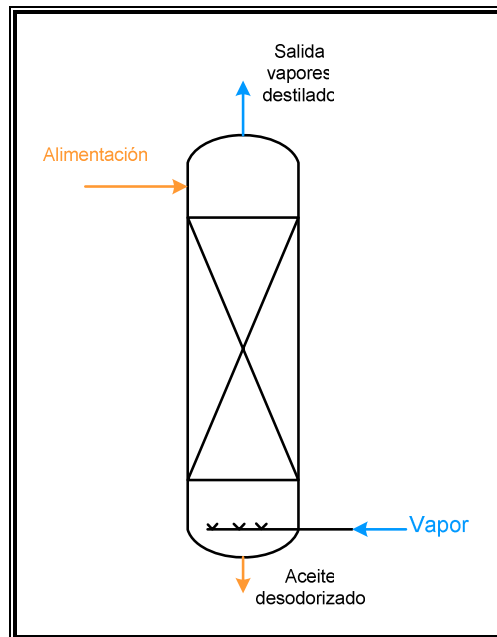


Fig. M-8.41 Desodorización del aceite mediante columna de relleno

En esta línea, se han diseñado rellenos específicos para la Desodorización del aceite, lográndose pérdidas de carga mínimas. Es el caso, por ejemplo, de los rellenos desarrollados por la empresa SULZER, los cuales están diseñados en acero inoxidable, con un peso muy bajo y preparados para trabajar a presiones de 1 mbar.

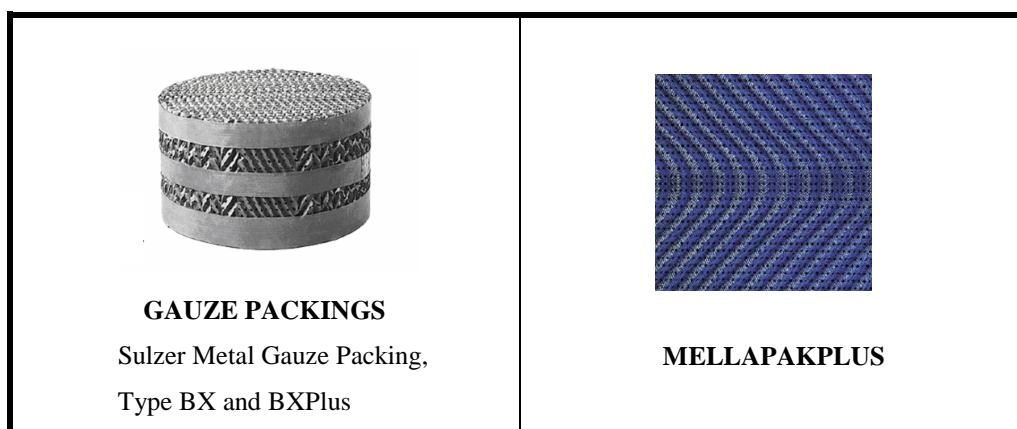


Fig. M-8.42 Rellenos aplicables a este proceso (SULZER)

En el caso de decidirse por este método, es necesario incluir en el sistema un elemento distribuidor que “reparta” el aceite por toda la sección del relleno, con el fin de evitar caminos preferenciales.

Sin embargo, muchos expertos no confían en esta solución debido a la siguiente cuestión; cuando el aceite se calienta y alcanza temperaturas como las que son necesarias en este proceso, se producen una serie de reacciones indeseables, de las cuales las más importantes son la isomerización de *cis* a *trans* de los AGL (que ya se ha comentado) y la polimerización del aceite. Es este último fenómeno el que hace que las columnas de relleno estructurado casi no se utilicen en la Desodorización del aceite. La polimerización consiste en la combinación de radicales libres entre sí o con AGL para formar polímeros de mayor tamaño y peso molecular. Estos nuevos compuestos tienden a aumentar la viscosidad del aceite y la formación de espuma, formando una capa de consistencia plástica en la superficie del aceite y en el recipiente que lo contiene muy difícil de eliminar. Esta capa puede ir recubriendo la superficie del relleno estructurado de la columna, pudiendo llegar a obstruirlo y suponiendo, por tanto, la sustitución del mismo.

Por último, se presentará una última alternativa que está siendo muy considerada por las distintas empresas dedicadas al sector del refino del aceite. Se trata de la tecnología llamada *Falling-Film*, que consiste en el diseño de cambiadores de calor de película descendente. Se trata de intercambiadores de calor de tubos verticales, en los cuales el fluido entra por la parte superior y desciende por todos ellos para ser enfriado, calentado o evaporado, según el objetivo de la operación. En la etapa de Desodorización, el fin perseguido por el cambiador de calor *Falling-Film* es la evaporación de los componentes a eliminar. El sistema se puede representar según la siguiente figura:

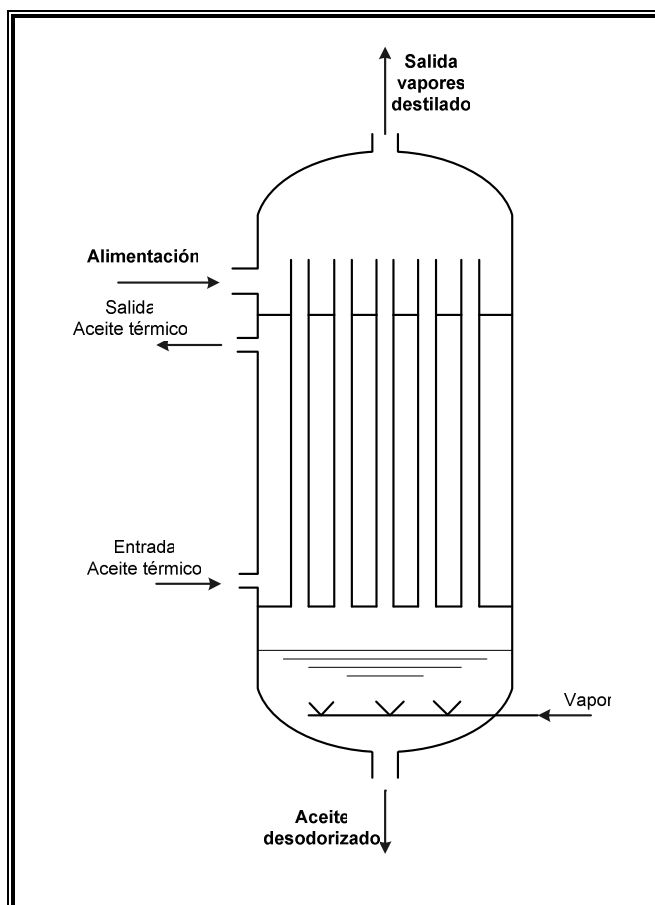


Fig. M-8.43 Desodorizador Falling-Film

En este caso, la alimentación entra por la parte superior y va rebosando por los diferentes tubos, todos ellos dispuestos a la misma altura. Este rebose hace que el líquido descienda por la pared interna de los tubos en forma de película. A su vez, estos tubos van a ser calentados hasta la temperatura de operación mediante un aceite térmico, que, para una mayor eficacia, se introducirá a contracorriente con respecto a la circulación del aceite a desodorizar. Por otra parte, y al igual que en todos los demás casos, hay una inyección de vapor, de manera que dicho vapor circulará desde el fondo del evaporador hasta la parte superior, atravesando todos y cada uno de los tubos. De esta manera, a medida que el aceite desciende por los tubos, y gracias también al íntimo contacto entre el vapor y el líquido, se irá “deshaciendo” de los componentes que se pretendían eliminar. Finalmente, el producto (aceite desodorizado) saldrá por el fondo del sistema, mientras que los vapores lo harán, como es de suponer, por la parte superior.



Tras analizar todas las alternativas anteriores, se optó por esta última opción, es decir, por el diseño de un equipo falling-film. Esta elección se llevó a cabo por las numerosas e inmejorables ventajas que este sistema supone, que principalmente son una elevada velocidad de transferencia de materia, debido, como se ha indicado anteriormente, al íntimo contacto entre las dos fases, una pérdida de carga despreciable, pudiéndose trabajar en las condiciones de vacío que requiere esta operación, y facilidad de acceso para la limpieza interior, lo cual resulta complicado en muchas de las otras alternativas.

### 8.6.3. Parámetros de Diseño

Para llevar a cabo el diseño del equipo de desodorización, es necesario fijar una presión de operación para, a partir de ella, averiguar la temperatura a la cual se produce la vaporización de los componentes a eliminar, que suele estar en el intervalo de 200-260 °C. Como se dijo en el apartado anterior, el valor de la presión suele estar comprendido entre 1 y 5 mbar. En este Proyecto, se ha decidido trabajar a una presión de 3 mbar.

Adicionalmente, para el diseño también son necesarias las composiciones de la alimentación, unas condiciones impuestas que se requerirán en las corrientes de salida, el tiempo de retención a la temperatura de operación y, evidentemente, los datos de equilibrio del sistema, los cuales, al igual que en la etapa de Secado, se aportarán en el ANEXO II, apartado 7.1.

Los caudales de los componentes del aceite a desodorizar, procedente de la etapa de Decoloración<sup>1</sup>, se detallan a continuación:

ACEITE A DESODORIZAR	
Componente	Caudal (Kg/h)
AGL	2,441
Ceras	0,074

<sup>1</sup> Estos caudales son los resultantes del proceso de refinación física, y serán los que se empleen para realizar los cálculos de diseño.

Humedad/ Agua	0,052
Pigmentos	0,062
Volátiles	0,246
Mat.Insaponif.	1,844
TGL	88,948

Existe un grupo de componentes que se va a ignorar durante el proceso de cálculo del sistema; son las ceras, la humedad/agua, los pigmentos, los volátiles (éstos serán eliminados en esta etapa) y la materia insaponificable.

Al igual que en el caso del secado del aceite, aunque la mezcla a destilar sea multicomponente, habrá un grupo de componentes que sólo salgan por cabeza (casi todos los AGL), otro que sólo saldrá por colas (casi todos los TGL) y, concretamente, dos que saldrán por ambas partes. Estos dos serán el ácido araquídico, que se corresponde con el AGL más pesado, y el triglicérido POLi, que es el más volátil de los TGL. Esto se puede esquematizar de la siguiente manera:

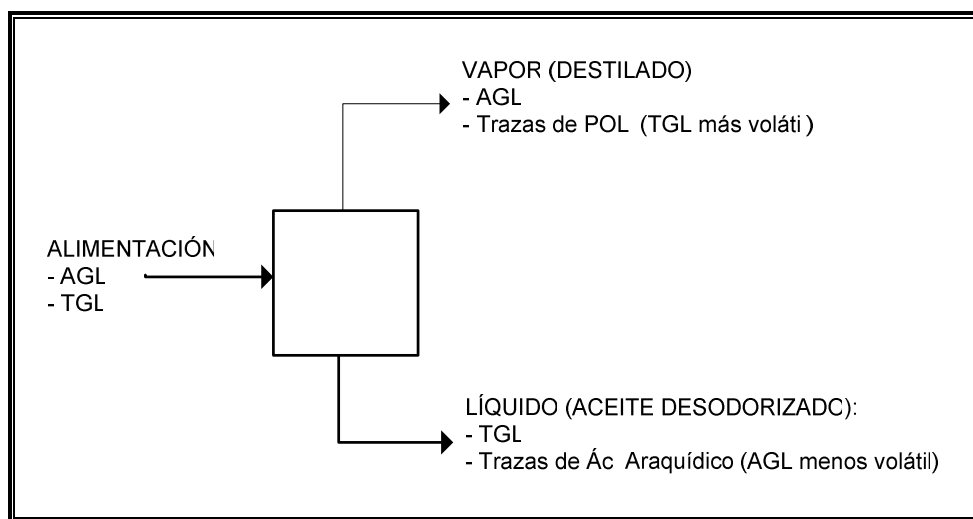


Fig. M-8.44 Esquema básico del sistema

Las condiciones que se impondrán en este sistema serán que en el producto sólo haya un 10% de ácido araquídico y un 99,9% de POLi, porcentajes dados con respecto a la cantidad que entró de dichos componentes en la alimentación.

En cuanto al tiempo de retención, para sistemas que trabajan en película fina, como es el caso, suelen emplearse unos 15 minutos. Este tiempo es necesario porque, no sólo se eliminarán los compuestos volátiles y los AGL durante la Desodorización, sino que también se producen reacciones que ayudan a mejorar la estabilidad del aceite tras este proceso.

#### 8.6.4. Solución Propuesta. Diagrama de Flujo

El diagrama de flujo propuesto en la etapa de Desodorización es el que se muestra a continuación:

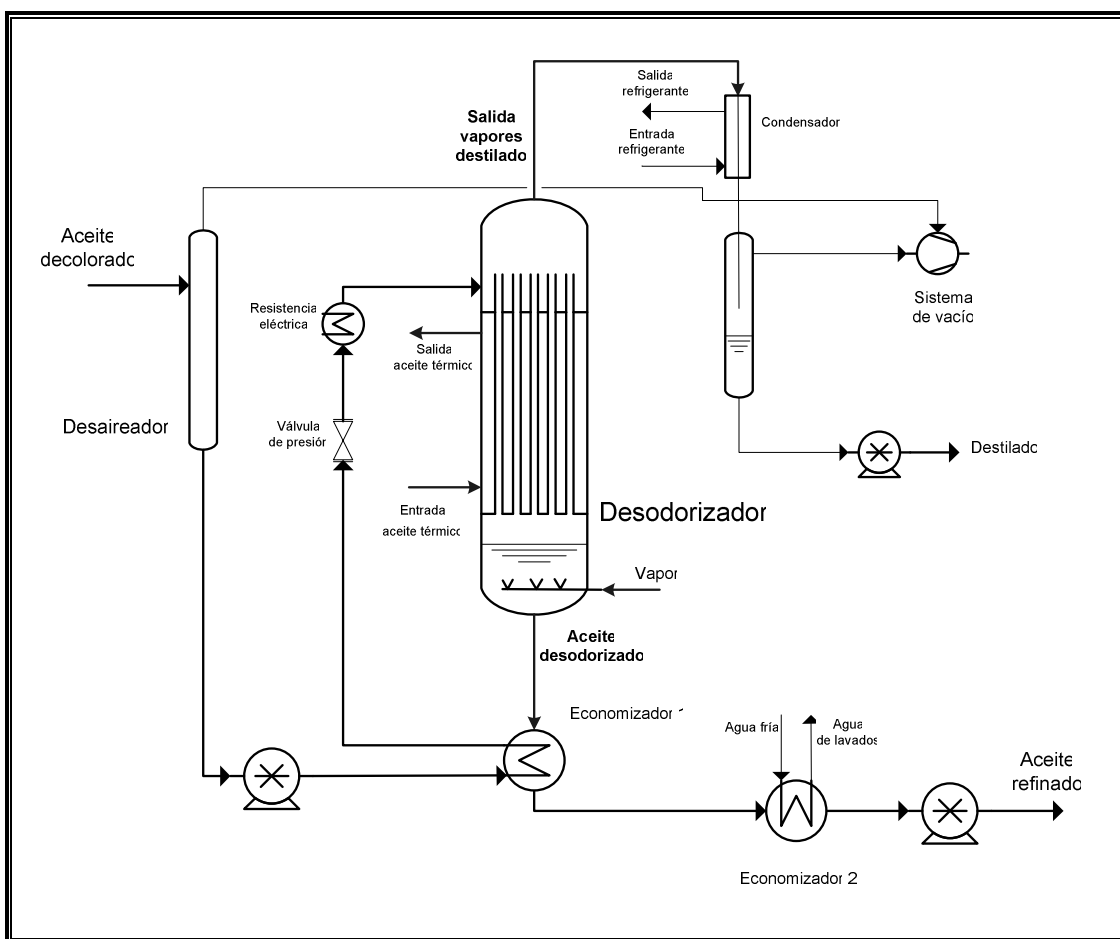


Fig. M-8.45 Diagrama de flujo de la etapa de Desodorización

En primer lugar, y debido a las altas temperaturas que se alcanzan en esta etapa del proceso, es esencial que el aceite a desodorizar se encuentre prácticamente libre de

oxígeno para evitar la oxidación del mismo. Por ello, y antes de pasar a la unidad propia de Desodorización, es necesario que el aceite pase por una unidad de desaireación para someterlo a un vacío que se obtendrá de la misma línea de vacío que la empleada para el desodorizador. En este caso, la temperatura del aceite no deberá sobrepasar los 80-100 °C, por lo que no será necesario calentarlo, ya que será suficiente la temperatura con la que proviene de la etapa de Decoloración.

En algunos casos, dentro del mismo equipo de Desodorización se produce el calentamiento de la alimentación hasta su temperatura de ebullición y, obviamente, su posterior evaporación. Sin embargo, en esta instalación, ambas operaciones se realizarán separadamente, de manera que en el sistema falling-film sólo se producirá la evaporación parcial del aceite. Para alcanzar la temperatura de burbuja de la alimentación, se aprovechará el calor que pueda aportar el producto ya desodorizado, que es necesario enfriar, en un primer economizador. No obstante, para los casos en que no se consiga la temperatura requerida, o en los momentos de puesta en marcha de la planta, se dispondrá de una resistencia eléctrica que aporte el calor adicional necesario antes de entrar en el equipo.

Tras haber alcanzado la temperatura calculada de entrada al desodorizador, el aceite entra en éste, sufriendo el proceso de evaporación según la tecnología falling-film. El calentamiento del aceite en el interior del equipo para provocar su evaporación se puede conseguir empleando vapor de agua, pero, en este caso, como la temperatura de la línea de vapor disponible no es suficiente, se ha decidido utilizar, como fluido térmico, un aceite térmico comercial: Therminol<sup>®</sup> 66.

El aceite ya desodorizado debe ser enfriado manteniendo el vacío de la columna, ya que un enfriamiento a presión atmosférica, si todavía se encuentra a altas temperaturas, implica presencia de oxígeno, lo cual produciría su oxidación y, por tanto, su oscurecimiento. Se puede decir que 100 °C es la temperatura límite a partir de la cual el aceite puede comenzar a oxidarse si se encuentra expuesto al aire (ver Tabla M-8.3). Pues bien, el aceite sufrirá dos procesos de enfriamiento: uno en el economizador ya comentado (precalentando el aceite antes de entrar en el unidad de desodorización, y otro en un segundo economizador, con el cual se consigue que su temperatura baje hasta

los 90 °C, para ser ya almacenado, a la vez que se produce el calentamiento del agua para los lavados.

Por otra parte, los vapores que componen el destilado, serán tratados de la misma manera que lo fueron los resultantes de la etapa de Secado, es decir, se harán pasar por un condensador y, posteriormente, pasarán a un recipiente que servirá de trampa de vacío.

El equipo actual del Instituto de la Grasa consiste simplemente en un recipiente horizontal con una serie de placas deflectoras que lo dividen en una serie de compartimentos; el aceite va pasando de uno a otro por rebose, suponiéndose que al llegar al último compartimento, el aceite ha pasado el suficiente tiempo de residencia como para haberse desprendido de los compuestos volátiles y AGL.

## **8.6.5. Dimensionamiento y Resultados**

### **8.6.5.1. Desaireador**

Este equipo tendrá las mismas dimensiones que las que posee la columna de secado, cuyos resultados se expusieron en el apartado 8.4.5.2.

### **8.6.5.2. Desodorizador**

Como ya se ha comentado en alguna ocasión, para poder dar solución a los problemas de destilación, es indispensable y necesario disponer de los datos de equilibrio líquido-vapor. En este caso, al igual que en la columna de Secado, se tomarán como datos de equilibrio las volatilidades de los distintos componentes que se considerarán que forman parte del aceite (AGL y TGL), como ya se ha comentado anteriormente.

El balance de materia de este sistema quedó de la siguiente manera<sup>1</sup>:

---

<sup>1</sup> Este es el balance de materia resultante de realizar refinación física, que es el que se emplea para el diseño del equipo.

		ENTRADA		SALIDA	
		<i>F14'</i> (Kg/h)	<i>Inyección vapor de agua</i> (Kg/h)	<i>F15'-Colas</i> (Kg/h)	<i>Vapor-Cabeza</i> (Kg/h)
<b>B. Global Materia</b>		93,667	0,0055	90,985	2,693
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	2,441		0,001	2,440
	<i>Ceras</i>	0,074		0,074	0
	<i>Humedad/H2O</i>	0,524		0,0524	0
	<i>Pigmentos</i>	0,061		0,061	0
	<i>Volátiles</i>	0,246		0	0,246
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,844		1,884	0
	<i>Triglicéridos</i>	88,948		88,946	0
	<i>Vapor de agua</i>	0	0,0055	0	0,0055

Sabiendo las composiciones de las distintas corrientes, se calculó la temperatura de burbuja de la alimentación y del producto de colas, es decir, la temperatura a la cual comienzan a bullir dichas corrientes, considerando en ambas la presencia de vapor de agua, llegándose a los siguientes resultados(apartado 7.1, ANEXO II):

<i>Temperatura burbuja Alimentación (°C)</i>	<i>194,55</i>
<i>Temperatura burbuja Producto (°C)</i>	<i>248,10</i>

Esto quiere decir que, a medida que el aceite desciende en película por los tubos, la temperatura de burbuja de dicha corriente aumenta desde 194,55 °C hasta 248,10 °C, debido a la eliminación progresiva de los componentes más volátiles. Por ello, es necesario aportar el calor necesario en todo este recorrido (en la longitud de los tubos), para que al final del mismo el aceite salga a la temperatura más alta indicada. Este calor será cedido gracias a la presencia del aceite térmico comercial, Therminol® 66, el cual circulará por la parte exterior de los tubos.

Como ya se indicó en el apartado de *Parámetros de diseño*, es conveniente mantener el aceite un tiempo de residencia de, al menos, 15 minutos para que se den una serie de reacciones que hacen que mejore la estabilidad del producto ya terminado y

envasado. Pues bien, este tiempo de residencia se mantendrá en la parte inferior de la columna, tras haber atravesado los tubos.

Por otro lado, en la parte superior, se dispondrá de una cavidad para los gases que se vayan produciendo y vayan ascendiendo por los tubos. En dicha cavidad se sobresaldrán las terminaciones de los tubos, que funcionarán a modo de derramadero en una columna de platos.

Tras realizar numerosos cálculos, se aportarán, a continuación, las características básicas de este equipo (apartado 7.3.2, ANEXO II), aunque todas sus dimensiones se expondrán detalladamente en el Plano N° 11.

<i>Número de tubos</i>	<i>37</i>
<i>DN</i>	<i>1¼</i>
<i>Diámetro exterior de tubos (m)</i>	<i>0,0318</i>
<i>Espesor de tubos (m)</i>	<i>0,0021</i>
<i>BWG 14</i>	
<i>Longitud tubos (m)</i>	<i>0,9144</i>
<i>Diámetro carcasa (m)</i>	<i>0,3048</i>
<i>Espesor carcasa (m)</i>	<i>0,0064</i>
<i>Cabeza y fondo semielípticos 2:1</i>	
<i>Altura total equipo (m)</i>	<i>1,70</i>
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>

Al igual que en otros equipos, aunque aquí de manera más acentuada, es necesaria la protección del equipo mediante un aislante térmico, cuyas especificaciones, según la temperatura de trabajo, serán las siguientes:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>48</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>152</i>

### 8.6.5.3. Economizador 1

Como se ha explicado anteriormente, en este equipo se pretende realizar el precalentamiento de la corriente que se dispone a entrar en el desodorizador aprovechando la cesión de energía que se produce para el enfriamiento de la corriente que sale del mismo.

Este equipo consiste en un intercambiador de tubos concéntricos por cuya conducción interior circula el aceite a enfriar (desodorizado), mientras que por el conducto externo circula a contracorriente el aceite de alimentación del desodorizador.

Así pues, se parte de la siguiente información:

ACEITE DESODORIZADO	ACEITE ALIMENTACIÓN DESODORIZADOR
$W_{ac-des.} = 90,979 \text{ Kg/h}$	$W_{ac-alim.} = 93,667 \text{ Kg/h}$
$T_{entrada} = 250 \text{ }^\circ\text{C}$	$T_{entrada} = 90 \text{ }^\circ\text{C}$
	$T_{salida} = 165 \text{ }^\circ\text{C}$

En este caso, el valor de  $U$  es de  $67,22 \text{ W/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{C}$ .

Realizando los balances de energía oportunos y una serie de suposiciones previas, las características técnicas del cambiador de calor son las siguientes (apartado 7.3.3, ANEXO II, Plano N° 8):

<b>Tubo interior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,033</i>
<i>Espesor (m)</i>	<i>0,003</i>

<b>Tubo exterior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1½</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,048</i>
<i>Espesor (m)</i>	<i>0,003</i>

<b>Longitud, L (m)</b>	<i>6,31 (Se han tomado 7 m)</i>
<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>	<i>0,662</i>



Debido a la longitud que resulta, se ha decidido dividir el intercambiador en cuatro tramos rectos, de 1,75 metros cada uno, uniéndolos por tramos verticales de longitud suficiente como para que haya una distancia mínima entre ellos teniendo en cuenta la presencia del aislante. Dicho aislante, necesario para evitar la disipación, tiene las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>89</i>

#### 8.6.5.4. Resistencia eléctrica

Esta resistencia eléctrica deberá ser capaz de llevar el aceite desde una temperatura de unos 100 °C hasta la de entrada calculada para la alimentación del desodorizador en una longitud de 1 metro. Por tanto, las características que ha de cumplir son las siguientes:

<i>Resistencia helicoidal conformable</i>	
<i>Potencia (KW)</i>	<i>5,38</i>
<i>Longitud calentamiento (m)</i>	<i>1</i>

#### 8.6.5.5. Condensador

Este condensador, cuyo objetivo es condensar los vapores producidos en el equipo desodorizador, consiste en un intercambiador de tubos concéntricos por cuya conducción interior circulan los vapores a condensar, mientras que por el conducto externo circula a contracorriente agua de refrigeración.

Así pues, se parte de la siguiente información:

VAPORES	AGUA DE REFRIGERACIÓN
$W_{\text{vapor}} = 2,693 \text{ Kg/h}$	$T_{\text{entrada}} = 15 \text{ }^{\circ}\text{C}$
$T_{\text{entrada}} = 248,2 \text{ }^{\circ}\text{C}$	
$T_{\text{salida}} = 43,8 \text{ }^{\circ}\text{C}$	
$P_{\text{vapor}} = 0,003 \text{ bar}$	

En este caso, el valor de U es de  $704,64 \text{ W/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$ .

Realizando los balances de energía oportunos y una serie de suposiciones previas, las características técnicas del cambiador de calor son las siguientes (apartado 7.3.5, ANEXO II):

Tubo interior	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>5/8</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,016</i>
<i>Espesor (m)</i>	<i>0,002</i>

Tubo exterior	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>7/8</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,022</i>
<i>Espesor (m)</i>	<i>0,002</i>

<b>Longitud, L (m)</b>	<i>0,30</i>
------------------------	-------------

En este caso, al igual que ocurrió con el condensador de la etapa de Secado, tampoco hará falta aislante térmico alguno.

#### 8.6.5.6. Recipiente del condensado

El recipiente donde se recogerá el condensado, y que será donde se realice el vacío para todo el sistema de la operación de Desodorización, funcionará y es exactamente igual que el descrito en el apartado 8.4.5.4.

### 8.6.5.7. Economizador 2

Como se ha explicado anteriormente, en este equipo el objetivo es bajar de temperatura la corriente que sale del desodorizador, aprovechando dicha cesión de energía para calentar el agua que se emplea en la etapa de Lavados.

Este equipo consiste en un intercambiador de tubos concéntricos por cuya conducción interior circula el aceite a enfriar (desodorizado y tras haber pasado por el economizador 1), mientras que por el conducto externo circula a contracorriente el agua que se empleará en los lavados.

Así pues, se parte de la siguiente información:

ACEITE REFINADO	AGUA DE LAVADOS
$W_{ac-ref.} = 90,979 \text{ Kg/h}$	$T_{entrada} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$
$T_{entrada} = 172,78 \text{ }^\circ\text{C}$	$T_{salida} = 90 \text{ }^\circ\text{C}$
$T_{salida} = 90 \text{ }^\circ\text{C}$	

En este caso, el valor de U es de  $47,87 \text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{C}$ .

Realizando los balances de energía oportunos y una serie de suposiciones previas, las características técnicas del cambiador de calor son las siguientes (apartado 7.3.7, ANEXO II, Plano N° 9):

<b>Tubo interior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,033</i>
<i>Espesor (m)</i>	<i>0,003</i>

<b>Tubo exterior</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1½</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,048</i>
<i>Espesor (m)</i>	<i>0,003</i>

<b>Longitud, L (m)</b>	<i>10,42 (Se han tomado 11 m)</i>
<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>	<i>1,094</i>

Debido a la longitud que resulta, se ha decidido dividir el intercambiador en siete tramos rectos, de 1,57 metros cada uno, uniéndolos por tramos verticales de longitud suficiente como para que haya una distancia mínima entre ellos teniendo en cuenta la presencia del aislante. Dicho aislante, necesario para evitar la disipación, tiene las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>51</i>

#### 8.6.5.8. Depósito de almacenamiento

El aceite refinado se almacenará en un depósito de almacenamiento de las mismas características y dimensiones que el de alimentación, por tanto:

<b>DIMENSIONES DEL DEPÓSITO DE ALIMENTACIÓN</b>	
<i>Volumen (L)</i>	<i>1000</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,813</i>
<i>Espesor de pared (m)</i>	<i>0,0064</i>
<i>Altura Cabeza elipsoidal 2:1 (m)</i>	<i>0,200</i>
<i>Altura Virola (m)</i>	<i>1,722</i>
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>

## **8.7. Winterización-Descerado**

### **8.7.1. Fundamentos de la Winterización-Descerado**

En los apartados anteriores se describen todas y cada una de las etapas que van a formar parte de la planta piloto objeto de diseño. Sin embargo, como se dijo en el apartado 6.1, hay otra etapa que se puede considerar opcional, o, al menos, no tan necesaria como las ya tratadas: es la etapa de Winterización/Descerado. Aunque esta etapa no forma parte del alcance de este Proyecto, se explicarán sus fundamentos y sus principios generales.

La Winterización/Descerado se aplica para eliminar compuestos que precipitan en el aceite cuando éste se mantiene a bajas temperaturas, provocando el enturbiamiento del mismo. Estos compuestos suelen ser ceras, que son ésteres de ácidos grasos con una solubilidad muy baja en el aceite, y triglicéridos saturados. Aunque las ceras no tienen ningún efecto negativo sobre la salud, es necesario eliminarlas para evitar que se perjudique la apariencia del aceite, que debe ser agradable para el consumidor.

En el proceso de Winterización, el aceite es enfriado lentamente y mantenido a una temperatura de 5-10 °C durante, al menos, seis horas para permitir la cristalización de las ceras. Tras la estabilización del sistema, la temperatura es aumentada hasta unos 15 °C, con el fin de disminuir la viscosidad del fluido y facilitar así la filtración del mismo. Normalmente, para agilizar y hacer más fácil los procesos de cristalización y filtración, se suministran coadyuvantes de filtración, que sirven como núcleos a partir de los cuales comienzan a crecer los cristales.

Para la eliminación de las ceras y las sustancias añadidas, se suelen emplear filtros rotatorios de vacío o tanques de filtración verticales u horizontales.

El Descerado también puede llevarse a cabo utilizando un separador centrífugo para la eliminación de sólidos, aunque, en este caso, los rendimientos son peores.

En la cristalización de las ceras se pueden distinguir dos etapas, a saber:

- a) *Nucleación*. Se forman los primeros núcleos a partir de los cuales crecerá el cristal. La velocidad de nucleación depende la composición del aceite, de la velocidad de enfriamiento, de la temperatura de nucleación y de la velocidad de agitación.
- b) *Crecimiento del cristal*. En este caso, la velocidad de crecimiento del cristal dependerá, principalmente, de la temperatura de cristalización, del tiempo de maduración de los cristales formados (necesario para que adquieran consistencia), al igual que en la primera etapa, de la velocidad de agitación, que en ambos casos debe ser la adecuada para evitar la rotura de los núcleos o cristales y, a su vez, para evitar su precipitación en el fondo del depósito donde se dé la operación.

Un diagrama de flujo posible para esta etapa podría ser el siguiente:

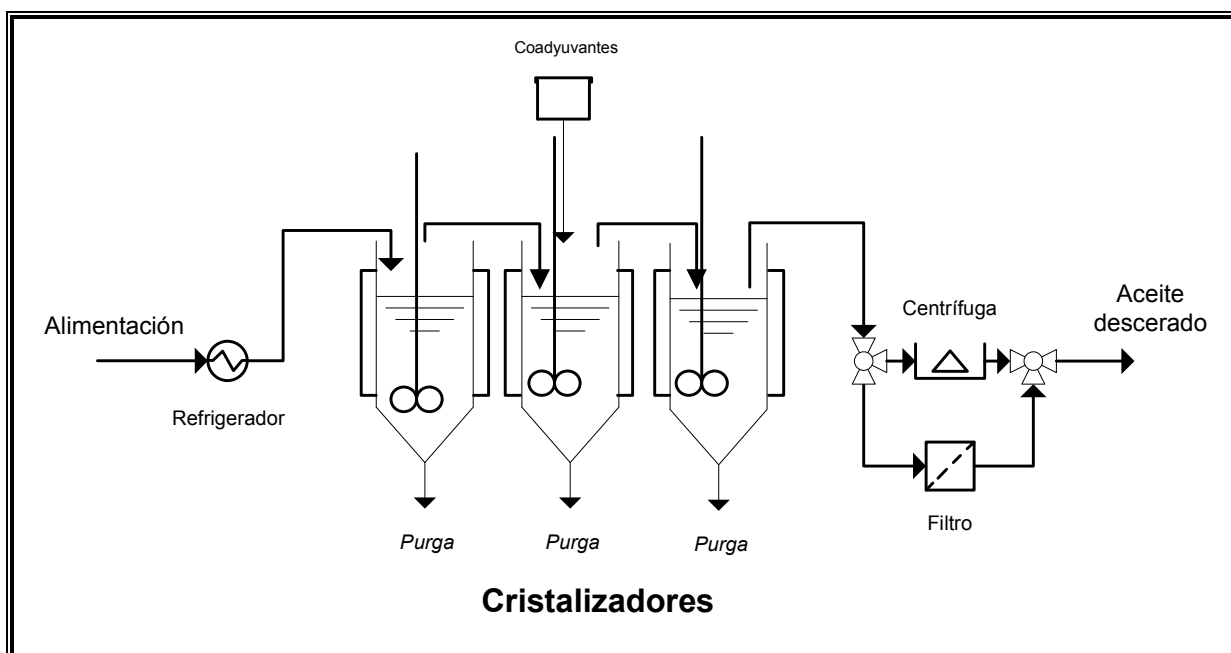


Fig. M-8.46 Diagrama de flujo de la etapa de Winterización/Descerado

Esta operación se puede realizar al final de la refinación, después de la Decoloración o durante el tratamiento de Desgomado o Neutralización del aceite.

## **8.8. Diagrama de flujo de la planta piloto. Posibles líneas de operación**

En la página que sigue a continuación se presenta el diagrama de flujo completo de la planta piloto de refinación de aceites vegetales de operación en continuo, objeto de este Proyecto, en el cual se pueden observar todas las etapas ya ensambladas.

Como se puede observar en el diagrama, al realizar el ensamblaje ha sido necesario introducir algunos elementos, como son las válvulas de tres vías, que permiten el paso sólo a través de dos de sus salidas, y los tanques pulmón, que han sido colocados a continuación de cada una de las centrífugas para evitar problemas con las bombas posteriores por falta de líquido de aspiración.

Una de las características que debía cumplir la planta piloto en cuestión era su versatilidad a la hora de tratar cualquier tipo de aceite. Pues bien, esta premisa, además de haberse tenido en cuenta durante el diseño y selección de las diferentes etapas, se ha contemplado en el proceso como conjunto, pudiendo elegir distintos caminos de tratamiento según las características de la alimentación. Estas posibles rutas de operación, se describen a continuación:

- En algunos casos en los que la cantidad de gomas es pequeña, es posible evitar la centrifugación prevista en la etapa de Desgomado del aceite, teniendo la posibilidad de pasar directamente a la Neutralización del mismo.
- En función del tipo de Neutralización que se quiera realizar, puede ser o no necesario el paso del aceite por el depósito de retención, teniendo la posibilidad de elegir entre las dos alternativas.
- En ocasiones, pueden ser suficientes dos lavados del aceite sin tener que realizar un tercero; esta posibilidad es viable, pasando directamente a la etapa de Secado.
- Por último y más importante, se puede realizar refinación química, pasando por Neutralización y Lavados, o refinación física, realizando el paso directo desde el Desgomado hasta el Secado del aceite.

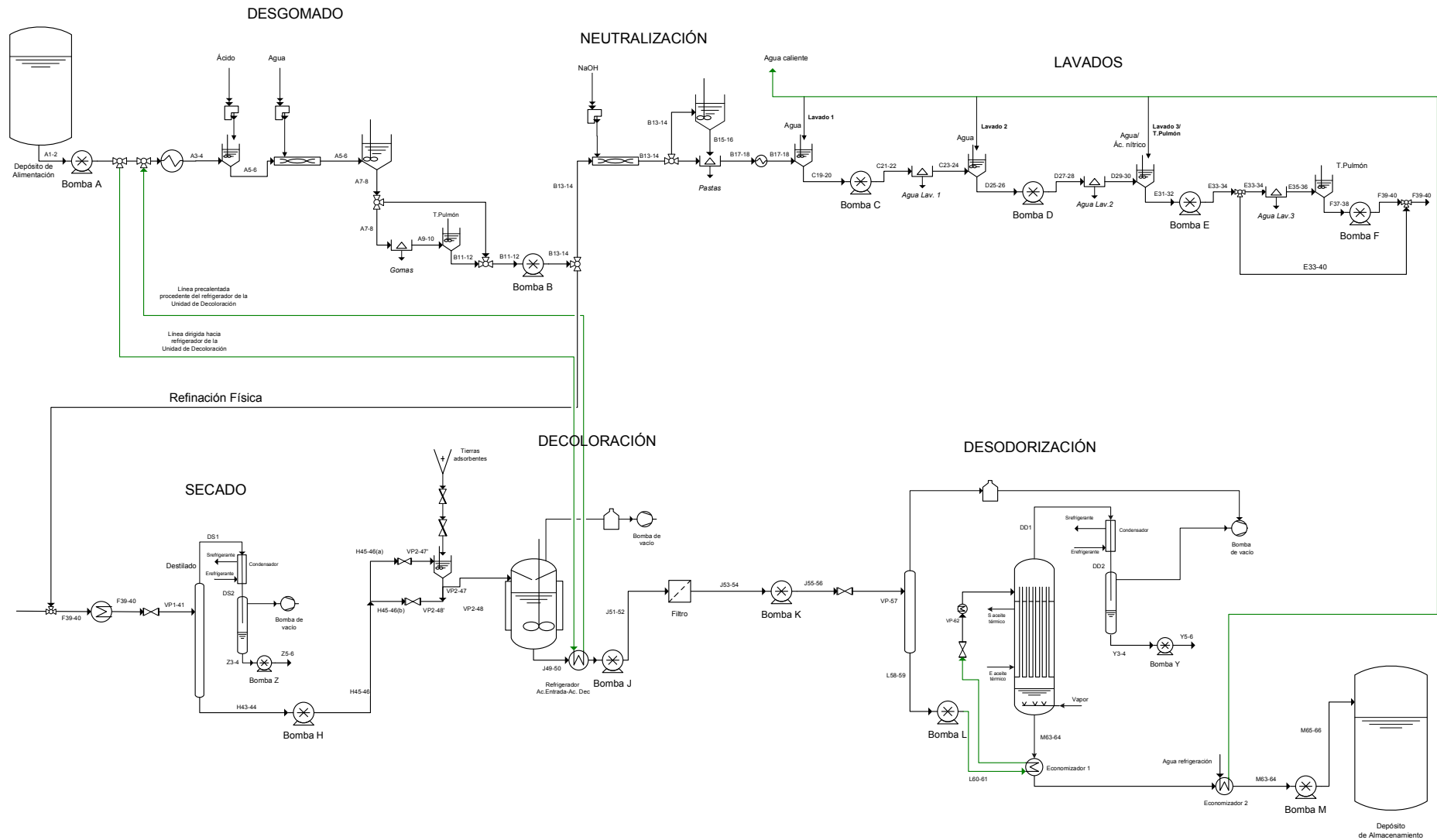


Fig. M-8.47 Diagrama de flujo de la Planta Piloto de Refinación de Aceites Vegetales



Se han comentado las rutas alternativas que puede tomar el fluido y que físicamente son posibles. Evidentemente, también podrán ser modificadas las variables de operación de cada una de las etapas, pudiendo analizar en cada caso la respuesta del proceso.

## 8.9. Distribución en planta

Al tratarse de una planta piloto, no existe ninguna normativa acerca de la distribución y/o la distancia que deben guardar los equipos entre sí, por lo que se decidirán tales cuestiones aplicando la lógica y tratando de lograr con la disposición elegida el mayor número de ventajas posible.

En un principio, se contempló la posibilidad de disponer las máquinas físicamente en forma de “U”, de acuerdo con la secuencia de operaciones a efectuar. Con esta distribución se pretendía tener un mayor y más fácil control del proceso. Sin embargo, debido al número de equipos que intervienen en el mismo y a las dimensiones de algunos de ellos, la superficie que se necesitaba para la planta completa era demasiado grande, por lo que se desechó esta ideal inicial. Por ello, con el fin de aprovechar y minimizar el espacio, se decidió disponer los equipos en dos plantas, una superior y una inferior.

En la parte superior (Plano N° 5) se encuentran todo el conjunto de depósitos, columnas, algunos cambiadores de calor, condensadores, dispuestos todos ellos en el orden que ocupan dentro del proceso, pudiéndose distinguir perfectamente cada una de las etapas. Por otro lado, en la parte inferior (Plano N° 4) se dispondrá todo el sistema de bombeo junto con las centrífugas de las dos primeras etapas, la etapa completa de Lavados, el sistema de filtrado de la Decoloración junto con el refrigerante de esta etapa, y los dos economizadores incluidos en la etapa de Desodorización. Con esta distribución, no sólo se logra el ahorro de espacio, sino que también se consiguen otros beneficios como:

- Centralización de todo el sistema de bombeo y centrifugación.
  
- Aprovechamiento de las diferencias de altura para la reducción del número de bombas necesarias y para evitar, posibles problemas de cavitación de las mismas.

En cuanto a las distancias entre equipos, se ha establecido dejar la suficiente como para facilitar el mantenimiento de los mismos. Teniendo en cuenta esto, se ha

decidido guardar una distancia mínima de 0,5 metros entre centrífugas, entre bombas y entre centrífugas y bombas. Como se podrá observar en el documento de Planos, el hecho de aplicar estas medidas en la parte inferior condiciona las distancias entre los equipos de la planta superior, haciendo que, en general, también mantengan una separación mínima de 0,5 metros.

## 8.10. Sistema de Tuberías y de Bombeo

Como en la mayoría de los procesos industriales, la materia que se transforma ha de ser transportada de una etapa a otra. En el caso de los líquidos, como es el caso del aceite, el transporte se realiza a través de conducciones mediante la impulsión de bombas, aunque en esta planta el fluido también es transportado por la acción de vacíos en los equipos. A continuación, se analizarán ambos sistemas, aportando en cada caso las necesidades de la planta en cuestión según los cálculos realizados.

### 8.10.1. Sistema de Tuberías

El sistema de tuberías ha sido diseñado según la norma ANSI B 31.3 (Petroleum Refinery Piping), empleada para plantas de proceso químico y refinerías de petróleo. Esta norma, por tanto, es válida para el diseño de todas las tuberías del proceso proyectado.

#### 8.10.1.1. Aspectos Básicos del Sistema de Tuberías

Un sistema de tuberías está formado por un conjunto de tubos y accesorios que están caracterizados por una serie de especificaciones (dimensión, material) según las características del fluido (corrosividad, caudal, presión, temperatura, etc.). Por tanto, antes de proporcionar dichas especificaciones, se explicarán los conceptos implicados en el diseño de este sistema.

- **Dimensiones.** Según el Código para Tuberías a Presión ANSI B31, las dimensiones de una tubería quedan especificadas con dos conceptos:
  - ✓ **Diámetro Nominal:** Se trata de una designación a partir de la cual, mediante tablas ya tabuladas, se deduce el diámetro exterior de una tubería. Para tuberías de diámetro nominal de 1/8'' a 12'', el diámetro exterior es algo mayor al nominal; sin embargo, para tuberías de 14'' y mayores, el diámetro exterior y el nominal son idénticos.

Para la elección del diámetro de una tubería, hay que tener en cuenta el caudal de líquido que circula por ella y la velocidad a la que lo hace. La determinación de esta segunda variable puede ser estimada en función de la viscosidad del fluido y según si éste entra aspirado o sale impulsado por una bomba. En otros casos, esta estimación puede provenir de la propia experiencia.

- ✓ **Schedule**: Se trata de una indicación que hace referencia al espesor de la tubería y depende del diámetro nominal. Así, para un mismo diámetro nominal hay varios espesores de tubería o schedules, siendo mayor cuanto más críticas sean las condiciones de operación. El número de Schedule viene indicado como 5S, 10S, 40S, 80S, etc., representando cada una de estas denominaciones un determinado espesor para un diámetro nominal concreto.
  
- **Material**. Como ya se indicó en el apartado 7.1, y según la Reglamentación Técnico-Sanitaria de aceites vegetales comestibles “*los recipientes, máquinas y utensilios destinados a estar en contacto con los productos elaborados, con sus materias primas o con los productos intermedios, serán de materiales que no alteren las características de su contenido ni la de ellos mismos*”. Por tanto, todos los elementos que formen parte de esta planta deben ser construidos con un material resistente a la oxidación y que para nada contamine el producto a lo largo del proceso. Por ello, el material utilizado en el sistema de tuberías es acero inoxidable Tipo 316 A240.
  
- **Aislamiento**. A lo largo del proceso, el fluido se lleva a temperaturas moderadamente elevadas. Por tanto, para evitar la disipación de calor a través de las conducciones y por razones de seguridad, se procederá al aislamiento de todo el sistema de tuberías. El aislante que se empleará tendrá las siguientes especificaciones:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>51-64-89 (según temperatura del fluido)</i>

- **Elementos y Accesorios.** Además de los tramos rectos de tuberías, en la planta piloto objeto de este Proyecto es necesario una serie de elementos que permitan los cambios de dirección del fluido, los empalmes entre tuberías y el control de ciertas variables del proceso. Estos elementos son los siguientes:

  - ✓ *Codos.* Son elementos encargados de desviar la dirección del fluido según el ángulo en el que estén fabricados. En la planta en cuestión se emplearán codos de 90 ° y de 45°.
  - ✓ *Tes.* Se trata de accesorios que permiten conectar un ramal perpendicularmente a un colector. En las tes que se utilizan en esta planta, el diámetro del ramal va a ser de menor tamaño, ya que van a ser empleadas para el suministro de ácido y agua, en la etapa de Desgomado, y de sosa, en la etapa de Neutralización.
  - ✓ *Reducciones.* Son elementos que unen tuberías de distinto diámetro. En este caso, se utilizarán reducciones a la salida de los mezcladores estáticos y a la entrada de los mismos, aunque aquí se usarán como ensanchadores de la conducción.
  - ✓ *Válvulas.* La función de estos elementos es disminuir o detener el flujo de un fluido. Esto se realiza colocando un obstáculo en la trayectoria del fluido, el cual puede moverse a voluntad dentro de la tubería. Las válvulas que se utilizarán en la instalación que nos ocupa son las siguientes:
    - *Válvula de retención:* Estas válvulas, llamadas también de antirretorno, permiten el flujo solamente en una dirección. Se abren debido a la presión del fluido que circula en una

determinada dirección; cuando se detiene el flujo o tiende a invertirse, la válvula se cierra automáticamente por gravedad o por el contraflujo. Debido a la viscosidad del aceite, se utilizarán las de bola. Estas válvulas se colocarán a la salida de todas las bombas, para evitar el retroceso del fluido.

- *Válvula de compuerta*: Estas válvulas son adecuadas para abrir o cerrar completamente la conducción. Estos elementos serán instalados en la aspiración de las bombas y en la impulsión de las mismas, después de las válvulas de retención.
  
  - *Válvula de globo*: Estas válvulas, también llamadas de asiento, son ampliamente utilizadas para controlar la velocidad de flujo de un fluido. En este caso, el fluido circula a través de una pequeña abertura y cambia varias veces de dirección. Las válvulas de globo se instalarán en distintos puntos del proceso para controlar el caudal del fluido en dichos puntos.
  
  - *Válvula de tres vías*: estas válvulas cuentan con tres salidas, y funcionan de manera que el fluido sólo puede entrar y salir por dos de ellas, quedando una tercera inutilizada. Estas válvulas son necesarias en aquellos puntos del sistema en los que existen dos rutas posibles para continuar el proceso (by-pass, en Desgomado y en Lavados, conexión de la etapa de Desgomado con Neutralización y con Secado).
  
  - *Válvulas Reguladoras de Presión*: son válvulas con las que se produce una reducción de presión. En este caso, se emplean para pasar de presión atmosférica a presiones de vacío.
- ✓ *Placas de orificio*. Se trata de un tipo de medidor de flujo que se instalará en todos aquéllos puntos en los que se considere necesario llevar el control del mismo. Consiste en una placa perfectamente taladrada y mecanizada, con un orificio concéntrico con la tubería en la que está instalado. En

función del caudal que pase a través de este orificio, se producirá una pérdida de carga mayor o menor; esta pérdida de carga es medida mediante dos tomas de presión, colocadas antes y después de la placa, relacionándose, a continuación, con la cantidad de flujo que está pasando por ese punto.

### 8.10.1.2. Dimensionamiento Mecánico e Hidráulico del Sistema de Tuberías

Para poder entender los resultados de diseño correspondientes al dimensionamiento mecánico e hidráulico del sistema de tuberías, es necesario conocer la nomenclatura con la que se van a designar las líneas del proceso, la cual se explica en el apartado 8.1 del ANEXO II. Básicamente, se considerará una línea aquel tramo de conducción cuyo inicio sea la salida de un equipo (bomba, centrífuga, filtro, columna, depósito) o una válvula reguladora de presión y cuyo final sea la entrada en otro u otra válvula reguladora de presión.

A continuación, se presentan los resultados de diseño:

<i>LÍNEA</i>	<i>DIÁMETRO NOMINAL (in)</i>	<i>Nº DE SCHEDULE</i>	<i>AISLAMIENTO (mm)</i>
<b>ETAPA DE DESGOMADO</b>			
A1-2	$\frac{3}{4}$	10S	-----
A3-4	$\frac{1}{2}$	10S	51 (Sólo después del intercambiador de calor)
A5-6	$\frac{1}{2}$	10S	51
A7-8	$\frac{1}{2}$	10S	51
A9-10	$\frac{3}{4}$	10S	51
B11-12	$\frac{3}{4}$	10S	51
<b>ETAPA DE NEUTRALIZACIÓN</b>			
B13-14	$\frac{1}{2}$	10S	51
B15-16	$\frac{1}{2}$	10S	51
B17-18	$\frac{3}{4}$	10S	51



<b>ETAPA DE LAVADOS</b>			
C19-20	$\frac{3}{4}$	10S	51
C21-22	$\frac{1}{2}$	10S	51
C23-24	$\frac{3}{4}$	10S	51
D25-26	$\frac{3}{4}$	10S	51
D27-28	$\frac{1}{2}$	10S	51
D29-30	$\frac{3}{4}$	10S	51
E31-32	$\frac{3}{4}$	10S	51
E33-34	$\frac{1}{2}$	10S	51
E35-36	$\frac{3}{4}$	10S	51
F37-38	$\frac{3}{4}$	10S	51
F39-40	$\frac{1}{2}$	10S	64 (Después de resistencia)
<b>ETAPA DE SECADO</b>			
VP41-42	$\frac{1}{2}$	10S	64
H43-44	$\frac{3}{4}$	10S	51
<b>ETAPA DE DECOLORACIÓN</b>			
H45-46	$\frac{1}{2}$	10S	51
H45-46 (a)	$\frac{1}{4}$	40S	-----
H45-46 (b)	$\frac{1}{2}$	10S	51
V47 y V47'	$\frac{1}{4}$	40S	-----
V48 y V48'	$\frac{1}{2}$	10S	51
J49-50	$\frac{3}{4}$	10S	51
J51-52	$\frac{1}{2}$	10S	51
K53-54	$\frac{3}{4}$	10S	51
K55-56	$\frac{1}{2}$	10S	51
<b>ETAPA DE DESODORIZACIÓN</b>			
VP57	$\frac{1}{2}$	10S	51
L58-59	$\frac{3}{4}$	10S	51
L60-61	$\frac{1}{2}$	10S	51
VP-62	$\frac{1}{2}$	10S	89
M63-64	$\frac{3}{4}$	10S	89
M65-66	$\frac{1}{2}$	10S	51

## **8.10.2. Sistema de Bombeo**

Como se ha comentado anteriormente, para que un fluido fluya de un punto a otro a través de una conducción, es necesario contar con una fuerza impulsora que actúe sobre el fluido. En varios puntos de la planta piloto, como consecuencia de haber sido diseñada en dos niveles distintos, esta fuerza es la gravedad. Sin embargo, en otros casos, es necesario disponer de dispositivos mecánicos que suministren esa fuerza impulsora para incrementar la energía mecánica del fluido, la cual se empleará para aumentar la velocidad, la altura o la presión del mismo. En este Proyecto, dichos dispositivos serán bombas de desplazamiento positivo y bombas de vacío.

### **8.10.2.1. Bombas de desplazamiento positivo**

#### **8.10.2.1.1. Aspectos Básicos de las bombas de desplazamiento positivo**

En una bomba de desplazamiento positivo o volumétrica el desplazamiento del líquido se realiza mediante un proceso en el que se verifica el desalojo periódico del líquido contenido en unas cámaras de trabajo a través de un dispositivo que las desplaza, que es un órgano de trabajo (pistón, engranaje, etc.), con unos espacios que comunican periódicamente la cavidad de recepción de la carga o cámara de aspiración con la de descarga o cámara de impulsión, pudiendo tener una o varias cámaras de trabajo. El funcionamiento consiste en el paso periódico de determinadas porciones de líquido desde la cavidad de aspiración a la de descarga de la bomba, con un aumento de presión; el paso del líquido por la bomba volumétrica, a diferencia del paso por los álabes de una bomba centrífuga, es siempre más o menos irregular, por lo que en general, el caudal se considerará como el valor medio del caudal trasegado.

La cavidad de aspiración tiene que estar siempre herméticamente aislada de la de descarga o impulsión. A veces se puede admitir la existencia de pequeñas filtraciones de líquido a través de las holguras, lo cual se denomina deslizamiento, aunque en proporciones muy pequeñas frente al suministro de la bomba.

En general, todas las bombas volumétricas son autoaspirantes, o autocebantes, por lo que si comienzan a funcionar con aire, sin líquido, son capaces de succionar al

líquido por la tubería de aspiración, propiedad que se puede perder cuando la hermeticidad o el número de revoluciones son insuficientes.

Las características principales de las bombas de desplazamiento positivo, y por las que se ha elegido su empleo, son las siguientes:

- Se suelen emplear para el trasiego de líquidos pastosos y viscosos, como es el caso del aceite.
- Tratan caudales pequeños.
- Son autoaspirantes.
- La bomba da un caudal constante independientemente de la presión de trabajo.

Las bombas de desplazamiento positivo pueden ser de dos tipos:

- **Bombas alternativas.** Existen tres clases de bombas alternativas: bombas de pistón, bombas de émbolo (suele ser el mecanismo empleado en las bombas dosificadoras) y bombas de diafragma. En general, el funcionamiento de las piezas de transferencia del líquido en estas bombas es la misma, puesto que hacen avanzar y retroceder en una cámara un pistón cilíndrico, un émbolo o un diafragma circular. El dispositivo va equipado con válvulas de admisión y de descarga del líquido que se bombea y el funcionamiento de dichas válvulas está íntimamente relacionado con los movimientos del pistón. Estas válvulas son accionadas por diferencia de presión; es decir, cuando la bomba está en su etapa o carrera de admisión o succión y la cámara de la bomba aumenta de volumen, la presión disminuye dentro de la cámara permitiendo que la presión de succión más alta abra la válvula de admisión, con lo que se inicia la entrada de líquido al interior de la bomba. A continuación, se muestran algunos esquemas de las bombas citadas.

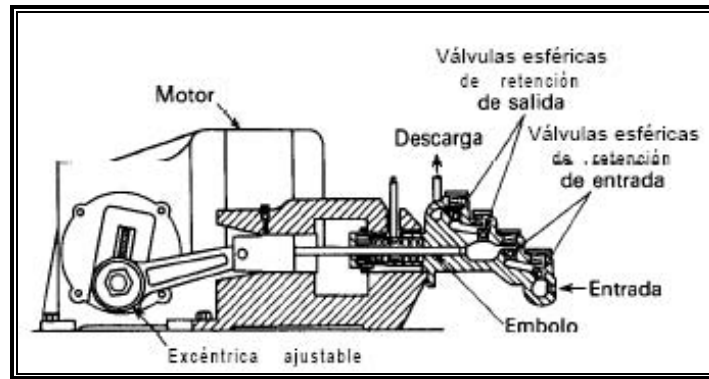


Fig. M-8.48 Bomba alternativa de émbolo

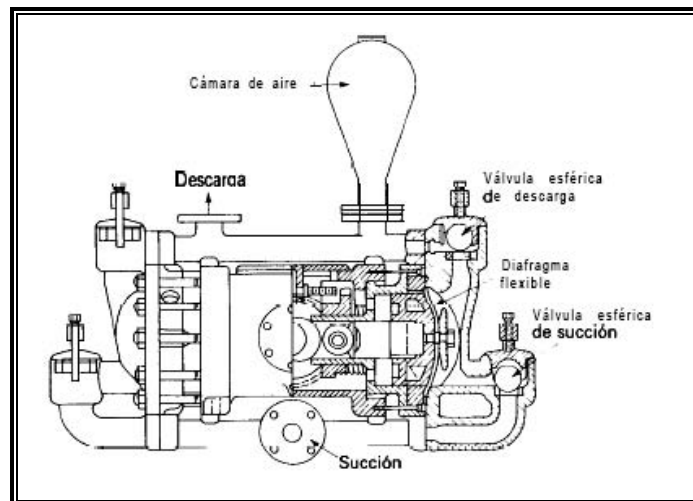


Fig. M-8.49 Bomba alternativa de diafragma

- **Bombas rotatorias.** En las bombas rotatorias el desplazamiento del líquido tiene lugar debido a la rotación de uno o más dispositivos que se encuentran en el interior del cuerpo del equipo. Debido a la presencia de un volumen muerto en el interior de la bomba, aunque pequeño, es necesario disminuir un poco la capacidad de la misma, ya que, de lo contrario, aumentaría su pérdida de presión. las bombas rotatorias más importantes son las de engranajes, en las que se emplean dos o más impulsores constituidos por engranajes en forma de ruedas dentadas, por engranajes helicoidales o por levas lobulares.

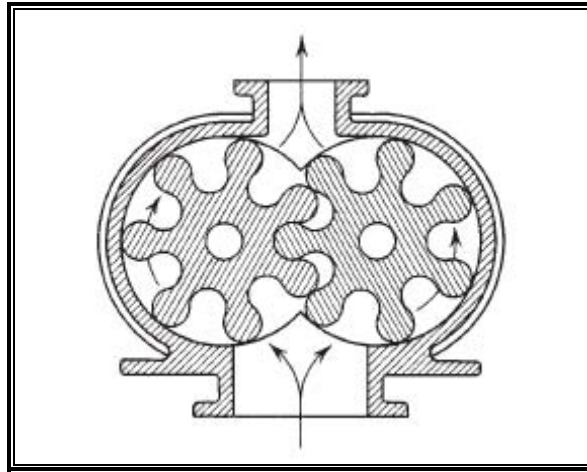


Fig. M-8.50 Bomba rotatoria de desplazamiento positivo tipo engranaje

#### 8.10.2.1.2. Parámetros para la selección de una bomba

Para llevar a cabo la selección de una bomba, es necesario aportar una serie de parámetros que dependerán de las características del fluido y de la posición de las bombas en la planta. Estos parámetros son los siguientes:

- **Altura piezométrica total.** Es la presión efectiva que debe vencer la bomba para elevar el fluido desde su nivel más bajo hasta el punto de elevación más alto, venciendo el desnivel, las presiones y las resistencias que puedan existir, provocadas, principalmente, por los accesorios incluidos en el sistema de tuberías.
- **Altura de Aspiración Neta Positiva (NPSH).** Se trata de un parámetro muy importante que debe calcularse para evitar el fenómeno de la cavitación, que consiste en la vaporización súbita de parte del líquido dentro de la bomba cuando la presión de succión es menor que la presión de vapor del mismo, lo cual, no sólo reduce enormemente la capacidad de la bomba, sino que le provoca una severa erosión, pudiendo llegar a impedir la entrada de líquido en la bomba. Por tanto, para evitar la cavitación, es preciso que la presión a la entrada de la bomba supere a la presión de vapor en una cierta cantidad, que recibe el nombre de carga neta de succión positiva (NPSH). Las bombas, en función de su diseño, se caracterizan por un  $NPSH_{requerido}$ , que es el valor mínimo de presión a la cual

puede funcionar la bomba sin cavitación. Sin embargo, según la instalación de la bomba, se puede calcular un  $NPSH_{disponible}$ , que es la energía que tiene el líquido en la toma de aspiración de la bomba, por encima de la energía del líquido, debido a su presión de vapor, debiéndose cumplir que  $NPSH_d \leq NPSH_r$ .

- **Propiedades físicas del fluido.** A la hora de seleccionar una bomba, es imprescindible conocer las propiedades del mismo, es decir, densidad, viscosidad, corrosividad, existencia de sólidos en suspensión, las cuales definirán el diseño mecánico y el material de construcción de la bomba.
- **Condiciones de operación del fluido.** Además de las propiedades, también es fundamental conocer las condiciones de presión y temperatura de trabajo, además del caudal que se ha de trasegar, el cual debe encontrarse por encima del caudal mínimo de funcionamiento de la bomba proporcionado por el fabricante.

Si se realiza una correcta selección del tipo y tamaño de bomba teniendo todos estos parámetros en cuenta, funcionará cerca o en el mismo punto de máximo rendimiento. Sin embargo, la incorrecta elección del dispositivo puede llevar a la producción de ruidos en el mismo, debido a flujo turbulento, fricción, presencia de turbulencias superficiales, piezas giratorias mal equilibradas, etc. Por todo ello, además de la buena selección, se deben tomar otras medidas preventivas, que son las siguientes:

- Evitar que la bomba funcione en la región de cavitación.
- Alineamiento correcto y cuidadoso de la bomba, el acoplamiento y el accionamiento.
- Evitar cambios bruscos en la sección de tuberías.
- Etc.

#### **8.10.2.1.3. Resultados de diseño**

A continuación, se expondrán las especificaciones necesarias para poder llevar a cabo la compra de las bombas que exige el proceso diseñado. En todas ellas, se puede decir que, aunque en la mayoría de los casos el fluido a tratar no sea corrosivo (excepto cuando se utiliza ácido o sosa), el material de la bomba debe ser de acero inoxidable,

por la razón que ya ha sido comentada. Por otra parte, aunque estas bombas son autocebantes, el diseño de la distribución de la planta permite que el cebado de muchas de ellas, es decir, el llenado de la tubería de aspiración y del cuerpo de la bomba, esté asegurado por gravedad.

<b>BOMBA <u>A</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	100
<i>Altura piezométrica (m)</i>	8,96
<i>NPSH<sub>d</sub> (m)</i>	11,54
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	20
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	905,84
<i>Viscosidad (cP)</i>	86,74
<i>Succión: Depósito de alimentación</i>	
<i>Impulsión: Mezclador de ácido en Desgomado</i>	

<b>BOMBA <u>B</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	94,32
<i>Altura piezométrica (m)</i>	4,21
<i>NPSH<sub>d</sub> (m)</i>	12,14
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	85
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	875,42
<i>Viscosidad (cP)</i>	6,51
<i>Succión: Depósito pulmón Desgomado</i>	
<i>Impulsión: Neutralización o Secado</i>	

<b>BOMBA <u>C</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	76,14
<i>Altura piezométrica (m)</i>	0,29
<i>NPSH<sub>d</sub> (m)</i>	12,17
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	90

<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	873,08
<i>Viscosidad (cP)</i>	5,34
<i>Succión: Depósito lavado 1</i>	
<i>Impulsión: Centrífuga lavado 1</i>	

<b>BOMBA <u>D</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	71,66
<i>Altura piezométrica (m)</i>	0,28
<i>NPSH<sub>d</sub> (m)</i>	12,17
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	90
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	873,08
<i>Viscosidad (cP)</i>	5,34
<i>Succión: Depósito lavado 2</i>	
<i>Impulsión: Centrífuga lavado 2</i>	

<b>BOMBA <u>E</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	68,04
<i>Altura piezométrica (m)</i>	0,28
<i>NPSH<sub>d</sub> (m)</i>	12,17
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	90
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	873,08
<i>Viscosidad (cP)</i>	5,34
<i>Succión: Depósito lavado 3</i>	
<i>Impulsión: Centrífuga lavado 3</i>	

<b>BOMBA <u>F</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	58,76
<i>Altura piezométrica (m)</i>	3,43
<i>NPSH<sub>d</sub> (m)</i>	12,17
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	90
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	873,08



<i>Viscosidad (cP)</i>	5,34
<i>Succión: Depósito pulmón lavados</i>	
<i>Impulsión: Secado</i>	

<b>BOMBA <u>H</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	93,851
<i>Altura piezométrica (m)</i>	1,72
<i>NPSH<sub>a</sub> (m)</i>	2,63
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	100
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	868,40
<i>Viscosidad (cP)</i>	3,58
<i>Succión: Columna Secado</i>	
<i>Impulsión: Decoloración</i>	

<b>BOMBA <u>J</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	93,851
<i>Altura piezométrica (m)</i>	9,44
<i>NPSH<sub>a</sub> (m)</i>	3,32
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	90
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	873,08
<i>Viscosidad (cP)</i>	5,34
<i>Succión: Depósito Decoloración</i>	
<i>Impulsión: Filtro</i>	

<b>BOMBA <u>K</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	93,667
<i>Altura piezométrica (m)</i>	4,30
<i>NPSH<sub>a</sub> (m)</i>	11,83
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	90
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	873,08
<i>Viscosidad (cP)</i>	5,34

<i>Succión: Salida Filtro</i>
<i>Impulsión: Entrada columna desaireación</i>

<b>BOMBA <u>L</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	93,667
<i>Altura piezométrica (m)</i>	14,44
<i>NPSH<sub>a</sub> (m)</i>	2,66
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	90
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	873,08
<i>Viscosidad (cP)</i>	5,34
<i>Succión: Salida desaireación</i>	
<i>Impulsión: Entrada desodorizador</i>	

<b>BOMBA <u>M</u></b>	
<i>Caudal (Kg/h)</i>	90,979
<i>Altura piezométrica (m)</i>	12,26
<i>NPSH<sub>a</sub> (m)</i>	2,53
<i>T<sup>a</sup> (°C)</i>	90
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	873,08
<i>Viscosidad (cP)</i>	5,34
<i>Succión: Salida desodorizador</i>	
<i>Impulsión: Depósito de almacenamiento</i>	

### 8.10.2.2. Bombas de vacío

#### 8.10.2.2.1. Aspectos Básicos de las bombas de vacío

Un compresor que succiona a una presión por debajo de la atmosférica y descarga a la presión atmosférica, recibe el nombre de bomba de vacío.

En general, un compresor es un dispositivo que se utiliza para manejar grandes volúmenes de gas a presiones que pueden ir desde los 10,32 KPa hasta varios centenares

de KPa. Pues bien, una bomba de vacío es un compresor que succiona a una presión por debajo de la atmosférica y descarga a esta presión. Cualquier tipo de soplante o compresor alternativo, rotatorio o centrífugo, puede adaptarse para hacer vacío, modificando el diseño de forma que entre gas a densidad baja por la succión y se alcance la relación de compresión necesaria.

Los compresores rotatorios de desplazamiento positivo (esencialmente, máquinas de volumen constante y presión de descarga variable) pueden utilizarse para presiones de descarga del orden de 6 atm. Los compresores rotatorios pueden ser de lóbulo, tipo pistón líquido, tipo tornillo, de aletas deslizantes.

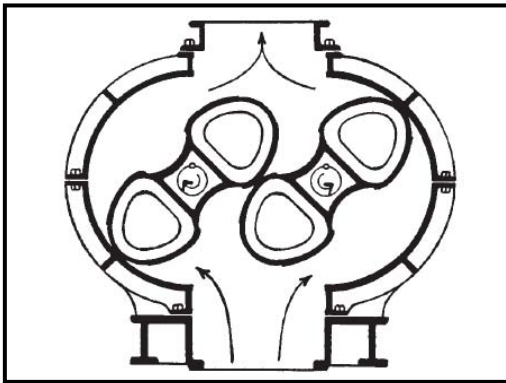


Fig. M-8.51 Compresor tipo lóbulo

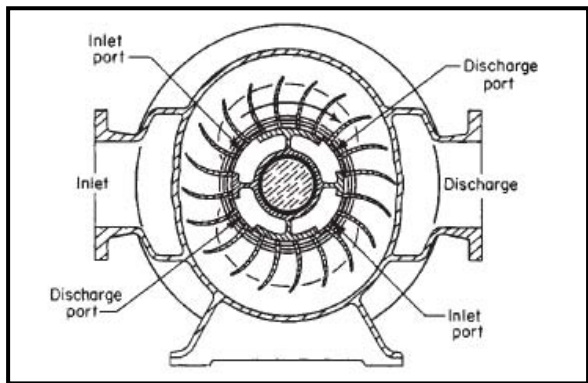


Fig. M-8.52 Compresor tipo pistón líquido

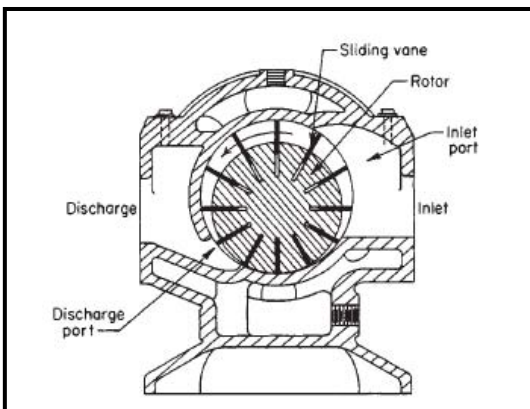


Fig. M-8.53 Compresor tipo tornillo

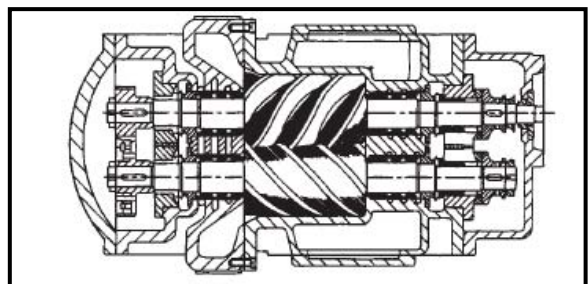


Fig. M-8.54 Compresor de aletas deslizantes

También se encuentran los compresores alternativos de desplazamiento positivo, que se emplean cuando se requiere carga de presión elevada con bajo flujo de operación. Los más usuales son los de pistón. Estas máquinas operan mecánicamente de la misma forma que las bombas alternativas (de émbolo o diafragma). A diferencia de éstas, en los compresores la prevención de fugas es más difícil y el aumento de temperatura es considerable. Los cabezales y las paredes del cilindro están provistos de encamisados para enfriamiento con agua o un refrigerante. Los compresores alternativos están generalmente accionados por un motor y casi siempre son de doble efecto.

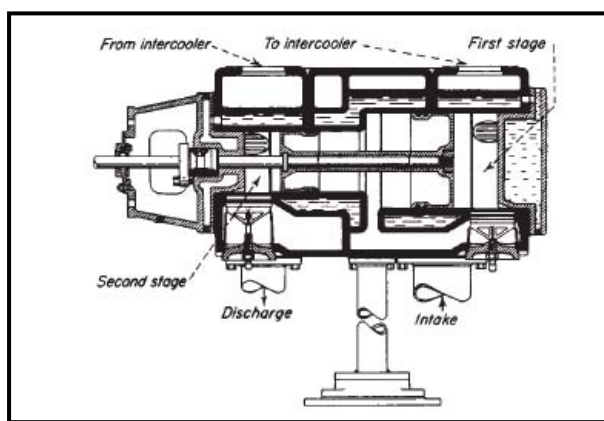


Fig. M-8.55 Compresor alternativo

Por otro lado, se encuentran los compresores centrífugos, que son dispositivos parecidos a las bombas centrífugas; son unidades de múltiple etapa que contienen varios rodetes sobre un solo eje que gira a alta velocidad en el interior de una pesada carcasa. Canalizaciones interiores conducen el fluido desde la descarga de un rodete a la entrada del siguiente.

El mecanismo interno de las bombas de vacío es prácticamente igual al de las bombas de desplazamiento positivo ya comentadas. En una bomba de vacío, a medida que disminuye la presión absoluta en la succión, el rendimiento volumétrico disminuye y se hace cero para la menor presión absoluta que puede alcanzar la bomba. El volumen desplazado aumenta rápidamente al disminuir la presión de succión, puesto que para hacer circular una cantidad relativamente grande de gas, se necesita un aparato de gran tamaño. La relación de compresión (relación entre las presiones correspondientes a la

entrada y a la salida) que se utiliza en las bombas de vacío, es mayor que en compresores y es del orden de 100 o más, de forma que la temperatura adiabática de descarga es muy alta. Sin embargo, realmente, la compresión es prácticamente isotérmica debido a que como la velocidad de flujo de masa es pequeña, la transmisión de calor desde la superficie metálica es relativamente grande.

Se pensó en la utilización de un eyector de vacío para producir el vacío en la etapa de Desodorización (3 mbar). Un eyector es un tipo importante de bombas de vacío en las que no se utilizan partes móviles. Consisten en una tobera de vapor que descarga un chorro a alta velocidad a través de una cámara de succión conectada al equipo que debe vaciarse. El vapor recoge el gas y lo lleva a un difusor en forma de venturi que convierte la energía de velocidad del vapor en energía de presión.

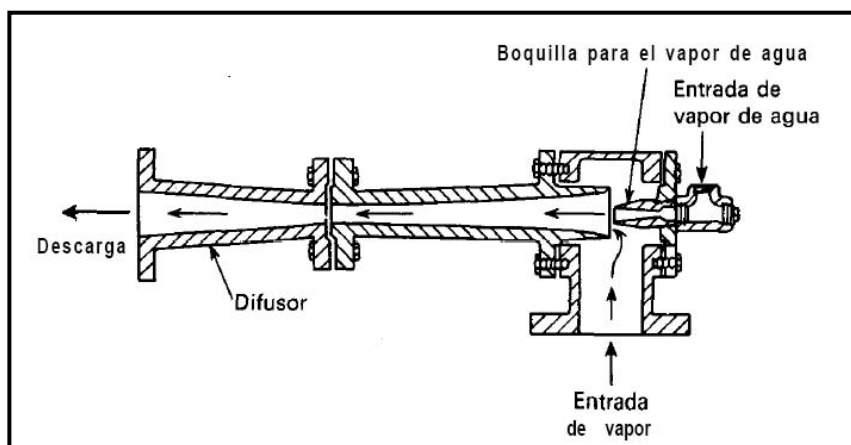


Fig. M-8.56 Eyector de vapor de agua

Los eyectores exigen muy poca atención y mantenimiento y son especialmente útiles cuando intervienen gases corrosivos que dañarían a las bombas mecánicas de vacío. Sin embargo, los eyectores consumen grandes cantidades de vapor de agua, lo cual aumenta drásticamente los costes de operación. Por ello, en todas las situaciones en las que la corrosión no es importante, como es el caso de esta planta piloto, se sustituyen por bombas mecánicas de vacío, que consumen mucha menos energía para efectuar el mismo servicio.

Las máquinas alternativas son eficaces para producir vacío, con presiones absolutas inferiores a 10 mm Hg (=13,3 mbar). Las bombas de vacío rotatorias pueden

disminuir la presión absoluta hasta 0,01 mmHg (0,013 mbar), y para un amplio intervalo de bajas presiones dan lugar a una operación más barata que los eyectores de vapor de agua de etapa múltiple.

A continuación, se presenta un esquema con los diferentes dispositivos que se pueden emplear en función del vacío que se requiera.

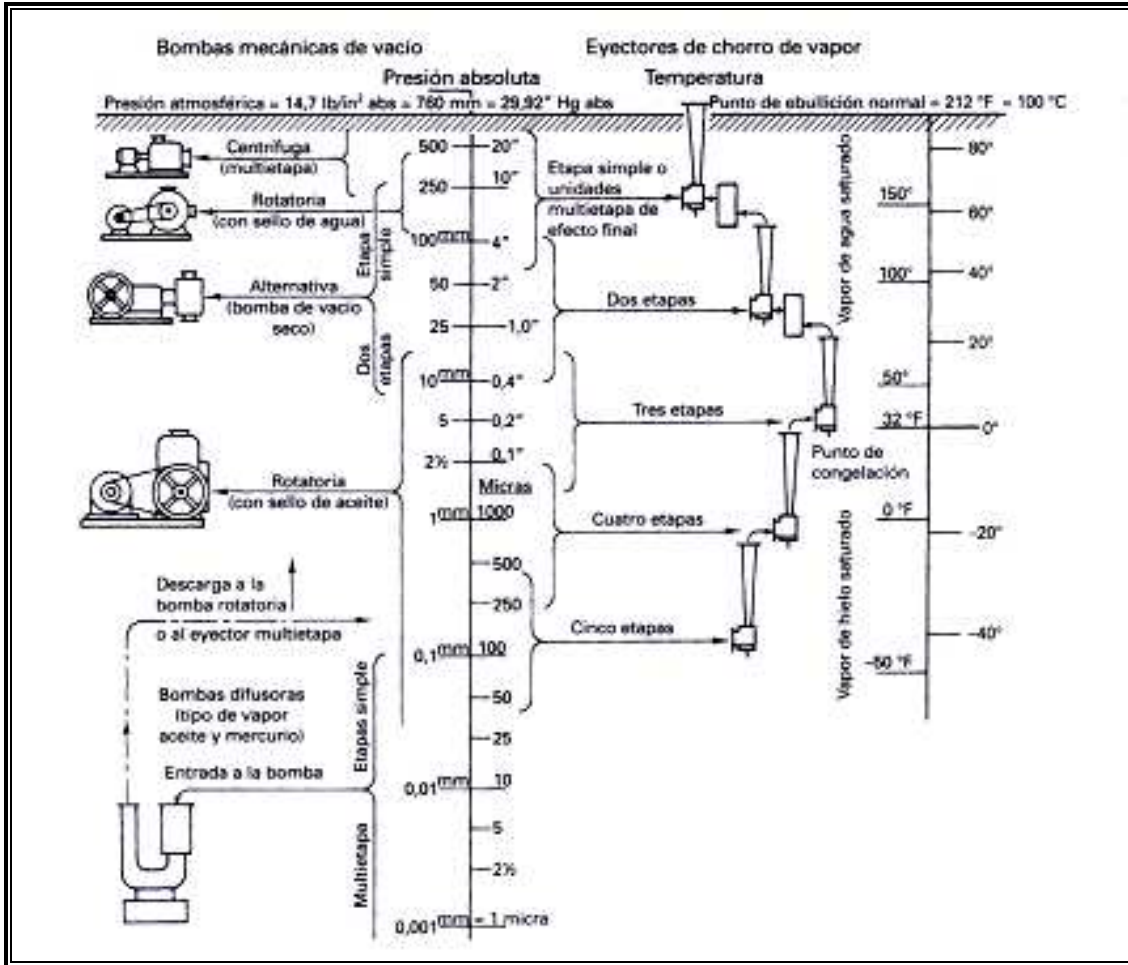


Fig. M-8.57 Niveles de vacío que pueden alcanzarse con varios tipos de equipos

Pues bien, se ha decidido emplear bombas alternativas de vacío para las etapas de Secado y Decoloración, mientras que para la etapa de Desodorización se empleará una bomba rotatoria de vacío, ya que las exigencias de vacío son mayores.

## 8.11. Sistema de Control e Instrumentación

El objetivo general de una planta industrial es transformar unas materias primas en unos productos deseados de forma segura, económica y respetuosa con el medio ambiente. Para ello, los equipos que integran la planta deben operarse correctamente desde que se la planta arranca hasta que, después de un periodo más o menos largo, se para. Durante este periodo de funcionamiento, la planta está sujeta a perturbaciones o influencias externas inevitables, que en este caso pueden ser cambios en la composición y/o calidad del aceite a refinar, cambios en el caudal de alimentación, cambios en las condiciones de operación y calidad del vapor suministrado por sistemas auxiliares, etc. Estas perturbaciones obligan a mantener una vigilancia continua sobre el proceso, actuando continuamente sobre él con el fin de corregir las desviaciones que se detecten. Por tanto, para gozar de una planta segura y estable, es necesario establecer un sistema de control en la misma mediante la instalación de un conjunto de instrumentos de medida y manipulación automáticos del proceso.

Un sistema de control debe conseguir que la producción de la planta se ajuste a la demandada en cada momento, evitando que las perturbaciones provoquen la producción de un producto fuera de las especificaciones durante el tiempo en que se mantienen dichas desviaciones. Además, el sistema de control también deberá impedir que se violen las restricciones de operación de los equipos para evitar el deterioro de los mismos o caídas de rendimiento inaceptables.

### 8.11.1. Elementos de control empleados

En general, en cualquier sistema de control automático, se distinguirán varios elementos básicos, que son los sensores-transmisores, los controladores y los actuadores. A continuación, se expondrán los empleados en la planta piloto objeto de este Proyecto:

- ✓ **Sensores**. Son los instrumentos que miden las variables a controlar (directa o indirectamente) y las perturbaciones. La señal producida por el sensor suele ser utilizable directamente por el controlador. No obstante, en lo casos en que no se pueda, se recurrirá, además, a los transmisores, que convertirían la señal física

en una señal estándar eléctrica de 4-20 mA o neumática de 3-15 psi. Los sensores que se emplearán en la planta serán los siguientes:

- *Termopares*: se trata de los sensores de temperatura más utilizados en los procesos industriales, especialmente, por su amplio rango de medida y por su adecuación a cada tipo de ambiente (atmósferas oxidantes, reductoras, a vacío, etc.). Su mecanismo de medida consiste en que cuando dos metales diferentes se unen, se genera en el punto de unión una fuerza electromotriz que es función de la temperatura.
- *Manómetros de presión de tubo de Bourdon*: son los sensores de presión más utilizados. Los materiales de construcción se seleccionan en función del intervalo de presión que se quiera medir (presión, vacío o combinación de ambos), la resistencia a la corrosión y el efecto de la temperatura. Se trata de un método de medida en el que la presión medida deforma algún material elástico.
- *Medidores de orificio*: consiste en un medidor de caudal que necesita de la colocación de una restricción del caudal de área fija (orificio) en la tubería que transporta el fluido. Dicha restricción origina una caída de presión que puede relacionarse con la velocidad del caudal. Se ha decidido emplear este dispositivo porque es uno de los medidores más simples y baratos, aunque habrá que tener en cuenta la importante pérdida de carga permanente que produce el orificio, que deberá ser vencida por el sistema de bombeo.
- *Medidores de nivel*. Se emplearán sistemas basados en medidas de presión, y están basados en la relación directa existente entre la presión en el fondo del recipiente y el nivel de líquido dentro del mismo. En los depósitos que se encuentran a presión atmosférica, como los que se encuentran en las etapas de Desgomado, Neutralización y Lavados, sólo se medirá la diferencia de presión con respecto a la atmósfera. En el caso de los recipientes pertenecientes a las etapas de Secado, Decoloración y Desodorización, sometidos todos ellos a distintos vacíos, habrá que



colocar dos tomas de presión: una en el punto de medida y otra por encima del nivel de líquido; estas dos tomas se conectarán a las dos cámaras del sensor diferencial, cuya señal será una medida del nivel de líquido sobre la toma inferior.

- ✓ **Controladores**. Estos dispositivos serán los encargados de recibir la señal correspondiente a la variable medida, calculando la acción de control de acuerdo con el algoritmo de control que se haya programado sobre él y el Set-Point, es decir, el valor que se desea tener de la variable medida. Así, ese cálculo se traducirá en un valor determinado de la señal de salida y se enviará al elemento final de control. Los controladores que se emplearán serán de tipo PID (control proporcional-integral-derivativo).
  - *Convertidores*: estos dispositivos son los encargados de convertir las señales digitales con las que trabajan los controladores en señales estándar eléctricas, que serán transmitidas mediante hilos eléctricos, o neumáticas, cuyo medio de transmisión son pequeñas tuberías, para actuar sobre el elemento final de control. Estos convertidores pueden estar o no incluidos dentro del controlador.
  
- ✓ **Actuadores**. Estos elementos serán los encargados de manipular la variable del proceso en función de la acción calculada por el controlador, la cual llega en forma de señal estándar eléctrica o neumática. Los dispositivos finales de control empleados en esta planta son los siguientes:
  - *Válvulas de globo*: estas válvulas, en las que el desplazamiento vertical del obturador respecto del asiento aumenta o disminuye el área de flujo, son accionadas mediante una señal neumática.
  
  - *Resistencias eléctricas*: se trata de las resistencias cuya función es aportar calor al fluido que circula por una determinada conducción. En este caso, el controlador deberá enviar una señal eléctrica para variar la potencia de este dispositivo.

### 8.11.2. Lazos de control de la planta

Una vez descritos todos los instrumentos necesarios para el sistema de control de la planta piloto, se procederá a exposición de todos los lazos de control de cada una de las etapas, indicando en cada caso la siguiente información:

- Variable controlada/medida. Es la que se quiere mantener en un valor deseado, la que se mide mediante los sensores.
- Variable manipulada. Es la variable del proceso que se emplea para compensar o corregir el efecto de las perturbaciones.
- Variable de perturbación. Son las variables externas al sistema de control que afectan a las variables controladas.
- Tipo de lazo. Se indicará si el lazo de control es abierto, cerrado, en adelanto o en cascada, que serán los que se empleen en esta planta.

No obstante, en los Planos se adjuntarán los diagramas correspondientes a todos los sistemas de control que se detallan a continuación (Planos N° 1 y N° 2).

#### ➤ Etapa de Desgomado

- ✓ Sistema de control del nivel del depósito de alimentación

El único control que se debe realizar sobre el depósito de alimentación de la planta es impedir que se quede vacío sin previo aviso, pudiendo provocar daños graves en la bomba inicial (bomba A). Por ello, y debido a la inexistencia de perturbaciones, se empleará un lazo de control abierto, que haga que cuando el nivel se encuentre por debajo de un cierto valor se active una señal luminosa que sirva de aviso visual al personal, sin que ningún dispositivo actúe para solucionarlo.

<i>Variable controlada/medida</i>	<i>Nivel</i>
<i>Variable manipulada</i>	-----

<i>Variables de perturbación</i>	<b>-----</b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Abierto</i></b>

✓ *Sistema de control del caudal de alimentación*

Tras la bomba A se instalará un sistema de control de lazo cerrado para poder decidir y controlar el caudal que ha de pasar al resto de la planta piloto. En este caso, al tratarse de un lazo cerrado, habrá un controlador de caudal que, en función del Set-Point que se le indique, actuará variando la apertura de una válvula de globo.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Caudal</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b>-----</b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado</i></b>

✓ *Sistema de control de la temperatura del aceite en el intercambiador de calor*

Para realizar un buen control en el intercambiador de calor, se ha propuesto un lazo de control en cascada. Este control se utiliza para detectar rápidamente el efecto de las perturbaciones y, así, poder iniciar antes la acción correctora. En este caso, si sólo se midiese la temperatura de la corriente de salida del intercambiador, sería difícil lograr un buen control si se modificase por cualquier motivo el caudal de alimentación. Por otra parte, si sólo se midiese el caudal de alimentación, podría ocurrir que la temperatura final del aceite no fuese la adecuada debido, por ejemplo, al ensuciamiento de los tubos. Además, la temperatura de entrada del aceite en el intercambiador puede variar (en la puesta en marcha estará a temperatura ambiente, pero al alcanzar el estado estacionario, habrá pasado por el refrigerador de la etapa de Decoloración, pudiendo alcanzar unos 30 °C). Por ello, el sistema de control es el siguiente:

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<b><i>Temperatura del aceite</i></b>
<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<b><i>Caudal de aceite</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal de vapor</i></b>
<i>VARIABLES DE PERTURBACIÓN</i>	<b><i>Caudal de aceite y suciedad en el intercambiador, temperatura de entrada del aceite</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>En cascada</i></b>

✓ *Sistema de control del nivel en el depósito mezclador de ácido*

En este tipo de depósitos, al no haber un tiempo de residencia fijado, sólo se controlará el nivel de los mismos actuando sobre las válvulas de salida tipo globo.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Nivel</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal de salida del tanque</i></b>
<i>VARIABLES DE PERTURBACIÓN</i>	<b><i>Caudal de entrada al tanque</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado</i></b>

✓ *Sistema de control del nivel en el depósito de retención del Desgomado*

En este depósito, al haber impuesto un tiempo de residencia, sí es importante mantener un determinado nivel, por lo que hay que tener en cuenta la caída de presión producida a la salida de la válvula de control, la cual puede provocar variaciones en la velocidad de salida del fluido. Por ello, se ha decidido instalar un lazo de control en cascada, en el cual el controlador primario, al realizar la medida de nivel, envía el Set-Point correspondiente al controlador secundario de caudal, el cual, teniendo en cuenta la medida del caudal a la salida del depósito, actuará en consecuencia sobre la válvula de control.

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<b><i>Nivel en el depósito</i></b>
---	------------------------------------

<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<b><i>Caudal de aceite a la salida del depósito</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal a la salida del depósito</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caída de presión en la válvula de control</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>En cascada</i></b>

- ✓ *Sistema de control de la temperatura en el depósito de retención del Desgomado*

Para llevar un control de la temperatura en este punto, se empleará un lazo de control de lazo abierto, es decir, se instalará un simple.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Temperatura</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>-----</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>-----</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Abierto</i></b>

- ✓ *Sistema de control del nivel en el tanque pulmón 1*

En estos depósitos, es necesario el control de nivel para evitar daños en la bomba posterior, en este caso la bomba B. Aquí, el control será exactamente el mismo que en el caso del depósito mezclador de ácido, por tanto, el elemento final de control también será una válvula de globo situada a la salida del recipiente.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Nivel</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal de salida del tanque</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caudal de entrada al tanque</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado</i></b>

- ✓ *Sistema de control del caudal a la salida de la bomba B*

La medición de este caudal es necesaria para tener conocimiento del caudal al que se enfrenta, bien la etapa de Neutralización o bien, directamente, la etapa de Secado, en caso de realizar refinación física. Por tanto, al no pretender actuar sobre el proceso, se llevará cabo un control de lazo abierto que únicamente indique el valor del caudal en ese momento.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Caudal</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	-----
<i>Variables de perturbación</i>	-----
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Abierto</i></b>

➤ **Etapa de Neutralización**

- ✓ *Sistema de control del nivel en el depósito de retención de la Neutralización*

Se llevará a cabo el mismo control que en el depósito de retención del Desgomado, luego:

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<b><i>Nivel en el depósito</i></b>
<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<b><i>Caudal de aceite a la salida del depósito</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal a la salida del depósito</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caída de presión en la válvula de control</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>En cascada</i></b>

- ✓ *Sistema de control de la temperatura en el depósito de retención de la Neutralización*

Se llevará a cabo el mismo control que en el depósito de retención del Desgomado, luego:

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Temperatura</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	-----
<i>Variables de perturbación</i>	-----
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Abierto</i></b>

➤ **Etapa de Lavados**

- ✓ *Sistema de control de la temperatura del aceite en el intercambiador de calor*

Se realizará el mismo control que el que se llevó a cabo en el intercambiador de calor inicial del proceso. Por tanto:

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<b><i>Temperatura del aceite</i></b>
<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<b><i>Caudal de aceite</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal de vapor</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caudal de aceite y suciedad en el intercambiador</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>En cascada</i></b>

- ✓ *Sistema de control del nivel en los depósitos de Lavado*

En estos depósitos, también es necesario el control de nivel para evitar daños en las bombas posteriores. Aquí, el control será exactamente el mismo que en el caso de los depósitos pulmón.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Nivel</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal de salida del tanque</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caudal de entrada al tanque</i></b>

<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado</i></b>
--------------------------------	-----------------------

Este mismo control también se aplicará al depósito pulmón instalado tras la tercera y última centrifuga de lavado y antes de la bomba F, para evitar daños sobre ésta, como ya se ha comentado en otros casos.

✓ *Sistema de control de la temperatura en los depósitos de Lavado*

Sólo se llevará a cabo un control visual de esta variable para que el personal actúe en consecuencia sobre el sistema de suministro de agua caliente. Por tanto:

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Temperatura</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	-----
<i>Variables de perturbación</i>	-----
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Abierto</i></b>

➤ **Etapa de Secado**

✓ *Sistema de control del caudal a la entrada de la etapa de Secado*

La medición de este caudal tiene como objetivo el conocimiento del caudal al que se enfrentan las etapas de Secado, Decoloración y Desodorización, en el caso de realizar refinación química. Por tanto, se llevará cabo un control de lazo abierto que únicamente indique el valor del caudal en ese momento.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Caudal</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	-----
<i>Variables de perturbación</i>	-----
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Abierto</i></b>



✓ Sistema de control de la temperatura del aceite en la torre de Secado

En este caso, el control de esta variable es importante porque, tras el aumento de temperatura realizado por una resistencia eléctrica, se produce una bajada de presión y, en consecuencia, una disminución de la temperatura alcanzada. Por tanto, se ha planteado un lazo de control cerrado en el que se mida la temperatura del aceite, ya sometido a vacío; esta señal llegará a un controlador de potencia que actúe sobre la resistencia en cuestión.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Temperatura</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Potencia de la resistencia eléctrica</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caída de presión</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado</i></b>

✓ Sistema de control de la presión en la torre de Secado

La medición de esta variable tiene como objetivo el conocimiento de la misma para poder llevar un control visual de que se encuentra en el valor deseado. Por tanto, se llevará cabo un control de lazo abierto que únicamente indique el valor en ese momento.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Presión</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>-----</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>-----</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Abierto</i></b>

✓ Sistema de control del nivel en la torre de Secado

Al igual que en los depósitos de retención del Desgomado y la Neutralización, en la torre de Secado es importante que el aceite permanezca un determinado tiempo de residencia para conseguir la evaporación de la mayor parte del agua. Por ello, hay que tener en cuenta la caída de presión producida a la salida de la válvula de control, la cual puede provocar variaciones en la velocidad de salida del fluido. Por ello, se ha decidido instalar un lazo de control en cascada, en el que el controlador primario, al realizar la

medida de nivel, envíe el Set-Point correspondiente al controlador secundario de caudal; finalmente, este controlador secundario, teniendo en cuenta la medida del caudal a la salida del depósito, actuará en consecuencia sobre la válvula de control.

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<i>Nivel en la torre</i>
<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<i>Caudal de aceite a la salida de la torre</i>
<i>Variable manipulada</i>	<i>Caudal a la salida de la torre</i>
<i>Variables de perturbación</i>	<i>Caída de presión en la válvula de control</i>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<i>En cascada</i>

✓ *Sistema de control del nivel en el recipiente de recogida del condensado*

Como se comentó en su momento, es necesario controlar el nivel en este recipiente con la idea de evitar el arrastre del condensado por el vacío. En este caso, se establecerá un lazo de control cerrado.

<i>Variable controlada/medida</i>	<i>Nivel</i>
<i>Variable manipulada</i>	<i>Activación de la bomba Z que produce la succión</i>
<i>Variables de perturbación</i>	<i>Caudal de condensado</i>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<i>Cerrado</i>

➤ **Etapa de Decoloración**

✓ *Sistema de control del caudal en la conducción que se dirige al depósito mezclador de tierras decolorantes*

Como ya se ha explicado, el caudal que pase al depósito mezclador de tierras decolorantes depende del caudal total que provenga de la etapa anterior, que a su vez dependerá del tipo de refinación que se haya llevado a cabo. Por ello, se ha establecido un lazo de control cerrado, en el cual la medida de la señal será anterior a la división del

caudal total y el control se realizará sobre el una válvula de control que regule el caudal de la mezcla posterior.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Caudal total hacia Decoloración</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal que se dirige al tanque mezclador</i></b>
<i>VARIABLES DE PERTURBACIÓN</i>	<b><i>Caudal total hacia Decoloración</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado en adelante</i></b>

✓ *Sistema de control del nivel en el depósito mezclador de tierras*

Se llevará a cabo el mismo control que en los depósitos de retención del Desgomado y la Neutralización, ya que la velocidad con la que sale el fluido de este recipiente puede verse modificada, no sólo por la pérdida de carga de la válvula de control, sino también por el vacío al que se ve sometido el sistema. Por tanto:

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<b><i>Nivel en el depósito</i></b>
<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<b><i>Caudal de aceite a la salida del depósito</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal a la salida del depósito</i></b>
<i>VARIABLES DE PERTURBACIÓN</i>	<b><i>Caída de presión en la válvula de control y existencia de vacío</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>En cascada</i></b>

✓ *Sistema de control de la temperatura del aceite en el depósito de Decoloración*

En este caso, se plantea un lazo de control como el establecido en los intercambiadores de calor de tubos concéntricos, es decir, se ha planteado un lazo de control en cascada de manera que se tengan en cuenta la temperatura en el interior del depósito y el caudal entrante.

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<b><i>Temperatura en el depósito</i></b>
<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<b><i>Caudal de aceite a la entrada del depósito</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal de vapor que circula por la carcasa</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caudal de aceite a la entrada del depósito, temperatura del aceite entrante</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>En cascada</i></b>

✓ *Sistema de control de la presión en el depósito de Decoloración*

La medición de esta variable tiene como objetivo el conocimiento de la misma para poder llevar un control visual de que se encuentra en el valor deseado. Por tanto, se llevará cabo un control de lazo abierto que únicamente indique el valor en ese momento.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Presión</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>-----</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>-----</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Abierto</i></b>

✓ *Sistema de control del nivel en el depósito de Decoloración*

Al igual que en los depósitos que establecen un tiempo de residencia determinado, en éste también es importante cumplirlo. Por ello, es necesario establecer un lazo de control que permita mantener el nivel en el valor que se considere necesario para cumplir el tiempo de residencia estipulado. Por ello, y siguiendo los mismos pasos que en controles anteriores, se ha decidido optar por un lazo de control en cascada, cuyas variables sean las siguientes:

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<b><i>Nivel en el depósito</i></b>
---	------------------------------------

<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<b><i>Caudal de aceite a la salida del depósito</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal a la salida del depósito</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caída de presión en la válvula de control</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>En cascada</i></b>

✓ *Sistema de control de la temperatura del aceite en el refrigerador*

En este caso, no se puede actuar sobre el proceso, ya que el caudal de ambas corrientes depende del proceso en sí. Por tanto, en este caso, simplemente se llevará un control visual mediante un indicador de la temperatura de ambas corrientes.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Temperatura</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>-----</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>-----</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Abierto</i></b>

➤ **Etapa de Desodorización**

✓ *Sistema de control del nivel en la columna de desaireación*

En este caso, el control será el mismo que el que se propuso para la columna de secado, por tanto:

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<b><i>Nivel en la columna</i></b>
<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<b><i>Caudal de aceite a la salida de la columna</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal a la salida de la columna</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caudal de aceite entrante</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>En cascada</i></b>

- ✓ Sistema de control de la temperatura de entrada del aceite en el desodorizador (resistencia eléctrica)

En este caso, el control de esta variable es importante para el correcto funcionamiento del desodorizador. Por tanto, se ha planteado un lazo de control cerrado en el que se mida la temperatura del aceite que proviene del primer economizador; esta señal llegará a un controlador de potencia que actúe sobre la resistencia en cuestión.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Temperatura</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Potencia de la resistencia eléctrica</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caída de presión</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado</i></b>

- ✓ Sistema de control del nivel en el fondo del desodorizador

En este caso, el control será el mismo que el que se propuso para la columna de secado, por tanto:

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<b><i>Nivel en el desodorizador</i></b>
<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<b><i>Caudal de aceite a la salida del desodorizador</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal a la salida del desodorizador</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caudal de aceite a tratar</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>En cascada</i></b>

- ✓ Sistema de control de la temperatura del aceite en el fondo del desodorizador

En este caso, el control de esta variable también es muy importante para el buen funcionamiento del desodorizador. En este caso, se fijará un Set-Point para fijar la temperatura en el fondo del desodorizador. La señal medida mediante el sensor de

temperatura irá a un controlador que regule el caudal de fluido térmico que está atravesando el equipo desodorizador. Por tanto, se ha planteado el siguiente un lazo de control cerrado:

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Temperatura</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal de fluido térmico</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caída de presión en el equipo</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado</i></b>

✓ *Sistema de control del caudal de vapor inyectado en el desodorizador*

Como la cantidad de vapor a inyectar depende del caudal de aceite que se vaya a tratar, ésta será la señal que sirva para controlar el caudal de vapor inyectado en el desodorizador. Se tratará de un lazo de control cerrado, cuyas variables serán las siguientes:

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Caudal de entrada de aceite en el desodorizador</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal de vapor inyectado</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Composición del aceite</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado</i></b>

✓ *Sistema de control de la presión en el desodorizador*

En este caso, se llevará a cabo un control de lazo cerrado de medición de la presión de manera que el controlador actúe sobre la bomba de vacío correspondiente.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Presión</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Bomba de vacío</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caída del vacío</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado</i></b>

✓ Sistema de control del nivel en el recipiente de recogida del condensado

Como se comentó en su momento, es necesario controlar el nivel en este recipiente con la idea de evitar el arrastre del condensado por el vacío. En este caso, se establecerá un lazo de control cerrado.

<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Nivel</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Activación de la bomba Y que produce la succión</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caudal de condensado</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Cerrado</i></b>

✓ Sistema de control de la temperatura del aceite en el economizador 2

Para realizar un buen control en el intercambiador de calor, se ha propuesto un lazo de control en cascada tal como se hizo en el caso del intercambiador de la etapa de Desgomado. Así pues, dicho sistema de control sería el siguiente:

<i>Variable controlada/medida por el controlador primario</i>	<b><i>Temperatura del aceite</i></b>
<i>Variable medida por el controlador secundario</i>	<b><i>Caudal de aceite</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>Caudal de agua</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>Caudal de aceite y suciedad en el intercambiador, temperatura de entrada del aceite y del agua</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>En cascada</i></b>

✓ Sistema de control del nivel del depósito de almacenamiento

El control de este nivel se realizará mediante un lazo de control abierto, de manera que sólo se tendrá un indicador que nos indique su valor.



<i>Variable controlada/medida</i>	<b><i>Nivel</i></b>
<i>Variable manipulada</i>	<b><i>-----</i></b>
<i>Variables de perturbación</i>	<b><i>-----</i></b>
<i>Tipo de lazo de control</i>	<b><i>Abierto</i></b>

## **9. Orden de prioridad entre los documentos básicos**

En el caso en que se encuentre algún tipo de discrepancia entre los datos reflejados en los distintos documentos del presente Proyecto, el orden de prioridad entre los mismos será el indicado a continuación:

- 1° Memoria y Anexos
- 2° Planos
- 3° Pliego de Condiciones
- 4° Presupuesto

**DOCUMENTO BÁSICO:**

**PLIEGO DE  
CONDICIONES**

## ÍNDICE DEL PLIEGO DE CONDICIONES

<b>1. Definición y Alcance del Pliego .....</b>	<b>188</b>
<b>1.1. Objeto .....</b>	<b>188</b>
<b>1.2. Cuerpo Normativo.....</b>	<b>188</b>
<b>1.3. Disposiciones Generales .....</b>	<b>189</b>
<b>1.3.1. Descripción general de la obra .....</b>	<b>189</b>
<b>1.3.2. Obras objeto del presente proyecto .....</b>	<b>189</b>
<b>1.3.3. Obras accesorias no especificadas en el pliego.....</b>	<b>189</b>
<b>1.3.4. Documentos que definen las obras.....</b>	<b>190</b>
<b>1.3.5. Compatibilidad y relación entre los documentos .....</b>	<b>190</b>
<b>2. Condiciones Facultativas .....</b>	<b>191</b>
<b>2.1. Obligaciones del Contratista .....</b>	<b>191</b>
<b>2.1.1. Condiciones técnicas.....</b>	<b>191</b>
<b>2.1.2. Marcha de los trabajos.....</b>	<b>191</b>
<b>2.1.3. Director de la obra.....</b>	<b>191</b>
<b>2.1.4. Personal .....</b>	<b>191</b>
<b>2.1.5. Responsabilidades del contratista .....</b>	<b>192</b>
<b>2.1.6. Obligaciones no especificadas.....</b>	<b>192</b>
<b>2.1.7. Desperfectos en propiedades colindantes .....</b>	<b>192</b>
<b>2.1.8. Seguro de incendios .....</b>	<b>193</b>
<b>2.1.9. Seguros.....</b>	<b>193</b>
<b>2.1.10. Reclamaciones contra las ordenes de dirección.....</b>	<b>193</b>
<b>2.1.11. Despido por insubordinacion, incapacidad y mala fe .....</b>	<b>194</b>
<b>2.1.12. Copia de los documentos.....</b>	<b>194</b>

<b>2.2. Facultades de la Dirección Técnica.....</b>	<b>194</b>
<b>2.2.1. Interpretación de los documentos del proyecto .....</b>	<b>194</b>
<b>2.2.2. Materiales de construcción .....</b>	<b>195</b>
<b>2.2.3. Mala ejecución .....</b>	<b>195</b>
<b>2.2.4. Obras o instalaciones no especificadas .....</b>	<b>195</b>
<b>2.3. Disposiciones Varias.....</b>	<b>195</b>
<b>2.3.1. Replanteo.....</b>	<b>195</b>
<b>2.3.2. Libro de órdenes, asistencias e incidencias .....</b>	<b>196</b>
<b>2.3.3. Instalaciones de proteccion.....</b>	<b>197</b>
<b>2.3.4. Gastos de obra.....</b>	<b>197</b>
<b>2.3.5. Comienzo de los trabajos y plazo de ejecución.....</b>	<b>197</b>
<b>2.3.6. Condiciones generales de ejecución de los trabajos .....</b>	<b>198</b>
<b>2.3.7. Remisión de solicitud de ofertas.....</b>	<b>199</b>
<b>2.3.8. Sanciones por retraso de las obras.....</b>	<b>200</b>
<b>2.3.9. Trabajos defectuosos .....</b>	<b>200</b>
<b>2.3.10. Obras y vicios ocultos.....</b>	<b>200</b>
<b>2.3.11. Materiales no utilizables o defectuosos.....</b>	<b>200</b>
<b>2.3.12. Medios auxiliares .....</b>	<b>201</b>
<b>2.3.13. Facultades de la dirección de obras .....</b>	<b>201</b>
<b>2.3.14. Indemnización por retraso de los trabajos.....</b>	<b>202</b>
<b>2.3.15. Indemnización por daños de causa mayor al contratista.....</b>	<b>202</b>
<b>2.3.16. Mejoras de obra .....</b>	<b>203</b>
<b>2.3.17. Accidentes de trabajo y daños a terceros .....</b>	<b>203</b>
<b>3. Condiciones Económicas.....</b>	<b>204</b>
<b>3.1. Mediciones.....</b>	<b>204</b>
<b>3.2. Valoraciones.....</b>	<b>204</b>

3.2.1. Valoraciones .....	204
3.2.2. Valoración de las obras no incluidas o incompletas .....	205
4. Condiciones Legales .....	206
4.1. Recepción de Obras .....	206
4.1.1. Normativa general de aplicación.....	206
4.1.2. Adjudicación .....	206
4.1.3. El contrato .....	206
4.1.4. Garantía.....	206
4.1.5. Fianza.....	208
4.2. Disposiciones Varias .....	208
4.2.1. Autorizaciones y licencias .....	208
4.2.2. Causas de rescisión del contrato .....	209
5. Condiciones Técnicas Generales .....	211
5.1. Pruebas y Puesta en Marcha .....	211
5.2. Mano de Obra .....	211
5.3. Condiciones para los materiales.....	211
5.3.1. Condiciones generales para los materiales.....	211
5.3.2. Materiales no especificados .....	211
5.4. Condiciones Generales para las Tuberías .....	212
5.4.1. Condiciones generales .....	212
5.4.2. Condiciones para los accesorios .....	212
5.4.3. Condiciones para las válvulas.....	212
5.5. Condiciones Generales para las Equipos .....	213
5.5.1. Condiciones para los depósitos.....	213
5.5.2. Condiciones para los intercambiadores de calor .....	213
5.5.3. Condiciones para el desodorizador .....	214

<b>5.5.4. Condiciones para las centrífugas y los filtros.....</b>	<b>214</b>
<b>5.5.5. Condiciones para instrumentos varios .....</b>	<b>214</b>
<b>5.5.6. Condiciones para las bombas .....</b>	<b>215</b>
<b>5.5.7. Condiciones para la instrumentación .....</b>	<b>215</b>
<b>5.5.8. Condiciones para el aislamiento.....</b>	<b>215</b>

## **1. DEFINICIÓN Y ALCANCE DEL PLIEGO**

### **1.1. OBJETO**

El presente pliego regirá en unión de las disposiciones que con carácter general y particular se indican, y tienen por objeto la ordenación de las condiciones técnico-facultativas que han de regir en la ejecución de las obras para la construcción de una Planta Piloto de Refinación de Aceites Vegetales para el Instituto de la Grasa, sito en Sevilla, perteneciente al Consejo Superior de Investigaciones Científicas (CSIC).

### **1.2. CUERPO NORMATIVO**

El cuerpo normativo de aplicación en la ejecución de las obras objeto del presente Proyecto será el formado por toda la LEGISLACION DE OBLIGADO CUMPLIMIENTO que le sea de aplicación en la fecha de la forma del Contrato de adjudicación de las obras.

Si entre la normativa de aplicación existiesen discrepancias, se aplicarán las más restrictivas, salvo que por parte de la Dirección Facultativa se manifieste por escrito lo contrario en el Libro de Ordenes.

Si entre la normativa de aplicación existiese contradicción será la Dirección Facultativa quien manifieste por escrito la decisión a tomar en el Libro de Ordenes.

Será responsabilidad del Contratista cualquier decisión tomada en los supuestos anteriores si esta no está firmada en el Libro de Órdenes por la Dirección Facultativa y por tanto estará obligado a asumir las consecuencias que deriven de las órdenes que debe tomar la Dirección Facultativa para corregir la situación creada.



### **1.3. DISPOSICIONES GENERALES**

#### **1.3.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA OBRA**

Véase Memoria Descriptiva.

#### **1.3.2. OBRAS OBJETO DEL PRESENTE PROYECTO**

Se consideran sujetas a las condiciones de este Pliego, todas las obras cuyas características, planos y presupuestos, se adjuntan en las partes correspondientes del presente Proyecto, así como todas las obras necesarias para dejar completamente terminados las instalaciones con arreglo a los planos y documentos adjuntos.

Se entiende por obras accesorias, aquéllas que por su naturaleza, no puedan ser 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 los 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.

#### **1.3.3. OBRAS ACCESORIAS NO ESPECIFICADAS EN EL PLIEGO**

Si en el transcurso de los trabajos se hiciese necesario ejecutar cualquier clase de obras o instalaciones que no se encuentren descritas en este Pliego de Condiciones, el Adjudicatario estará obligado a realizarlas con estricta sujeción a las órdenes que, al efecto, reciba del Ingeniero Director de Obra y, en cualquier caso con arreglo a las reglas del buen arte constructivo.

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.

#### ***1.3.4. DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS***

Los documentos que definen las obras y que la propiedad entregue al Contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo.

Son documentos contractuales los Planos, Pliego de Condiciones, Cuadros de Precios y Presupuestos , que se incluyen en el presente Proyecto.

Los datos incluidos en la Memoria y Anexos tienen carácter meramente informativo.

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.

#### ***1.3.5. COMPATIBILIDAD Y RELACIÓN ENTRE LOS DOCUMENTOS***

En caso de contracción entre los documentos de este Proyecto, el orden de prioridad será el siguiente: 1º Memoria y Anexos, 2º Planos, 3º Pliego de Condiciones, 4º Presupuesto. En caso de contradicción entre los Planos y el Pliego de Condiciones, prevalecerá lo prescrito en los primeros. 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.

## **2. CONDICIONES FACULTATIVAS**

### **2.1. OBLIGACIONES DEL CONTRATISTA**

#### **2.1.1. CONDICIONES TÉCNICAS**

Las presentes condiciones técnicas serán de obligada observación por el contratista a quien se adjudique la obra, el cual deberá hacer constar que las conoce y que se compromete a ejecutar la obra con estricta sujeción a las mismas en la propuesta que formule y que sirva de base a la adjudicación.

#### **2.1.2. MARCHA DE LOS TRABAJOS**

Para la ejecución del programa de desarrollo de la obra, el contratista deberá tener siempre en la obra un número de obreros proporcionado a la extensión de los trabajos y clases de estos que estén ejecutándose.

#### **2.1.3. DIRECTOR DE LA OBRA**

La propiedad nombrará en su representación a un Ingeniero Químico Superior, en quien recaerán las labores de dirección, control y vigilancia de las obras del presente Proyecto. El Contratista proporcionará toda clase de facilidades para que el Ingeniero Director o sus subalternos puedan llevar a cabo su trabajo con el máximo de eficacia.

No será responsable ante la propiedad de la tardanza de los Organismos competentes en la tramitación del Proyecto. La tramitación es ajena al Ingeniero Director quien una vez conseguidos todos los permisos, dará la orden de comenzar la obra.

#### **2.1.4. PERSONAL**

El personal deberá ser en todo momento el adecuado a las necesidades de la obra, entendiéndose que están homologados y con la debida experiencia para realizar

este trabajo. Los certificados de las homologaciones serán entregados al Cliente previo al inicio de los trabajos.

Un organigrama de la empresa Constructora deberá ser entregado al Cliente, con los correspondientes Currículum Vitae de todo el personal relevante de la Obra.

#### **2.1.5. RESPONSABILIDADES DEL CONTRATISTA**

En la ejecución de las obras que se hayan contratado, el contratista será el único responsable, no teniendo derecho a indemnización alguna por el mayor precio a que pudiera costarle, ni por las erradas maniobras que cometiese durante la construcción, siendo de su cuenta y riesgo e independiente de la inspección del Ingeniero. Asimismo será responsable ante los Tribunales de los accidentes que, por inexperiencia o descuido, sobrevinieran, ateniéndose en todo a las disposiciones de Policía Urbana y leyes comunes sobre la materia.

#### **2.1.6. OBLIGACIONES NO ESPECIFICADAS**

Es obligación del contratista ejecutar cuanto sea necesario para la terminación completa y buena construcción y aspecto de las obras, aunque algún detalle complementario no se halle expresamente determinado en estas condiciones, siempre que, sin separarse de su espíritu y recta interpretación, lo disponga el Ingeniero-Director.

Las dudas que pudieran ocurrir en las condiciones y demás documentos del contrato se resolverán por el Ingeniero-Director así como la inteligencia e interpretación de los planos, detalles y descripciones debiendo someterse el contratista a lo que dicho facultativo decida.

#### **2.1.7. DESPERFECTOS EN PROPIEDADES COLINDANTES**

Si el contratista causase algún desperfecto en propiedades colindantes tendrá que restaurarlas por su cuenta dejándolas en el estado en que las encontró al comienzo de la obra. El contratista adoptará cuantas medidas encuentre necesarias para evitar la

caída de operarios, desprendimiento de herramientas y materiales que puedan herir o matar a alguna persona.

#### **2.1.8. SEGURO DE INCENDIOS**

Queda obligado el contratista a asegurar las obras en Compañía de reconocida solvencia inscrita en el Registro de Ministerio de Hacienda en virtud de la vigente Ley de Seguros.

En caso de no asegurar las obras se entiende que es el contratista el asegurador.

La póliza habrá de extenderse con la condición especial de que si bien el contratista la suscribe con dicho carácter es requisito indispensable que, en caso de siniestros una vez justificada su cuantía, el importe íntegro de la indemnización lo cobre la entidad propietaria, para ir pagando la obra que se reconstruya a medida que esta se vaya realizando, previas las certificaciones facultativas, como los demás trabajos de la construcción.

#### **2.1.9. SEGUROS**

El contratista estará asegurado en Compañía solvente para cubrir todos los accidentes que ocurran en la obra; si la Compañía no los abonase, los abonará el contratista directamente.

En cualquier momento estos documentos podrán ser exigidos por la propiedad y la Dirección Facultativa.

#### **2.1.10. RECLAMACIONES CONTRA LAS ÓRDENES DE DIRECCIÓN**

Las reclamaciones que el Contratista quiera hacer contra las órdenes emanadas del Ingeniero Director solo podrá presentarlas a través del mismo ante la propiedad, si ellas 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.

### ***2.1.11. DESPIDO POR INSUBORDINACION, INCAPACIDAD Y MALA FE***

Por falta del cumplimiento de las instrucciones del Ingeniero Director o sus subalternos de cualquier clase 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.

### ***2.1.12. COPIA DE LOS DOCUMENTOS***

El Contratista tiene derecho a sacar copias a su costa, de los Pliegos de Condiciones, Presupuestos y demás documentos. El Ingeniero Director de la Obra, si el Contratista solicita esto, autorizará las copias después de contratadas las obras.

## **2.2. FACULTADES DE LA DIRECCIÓN TÉCNICA**

### ***2.2.1. INTERPRETACIÓN DE LOS DOCUMENTOS DEL PROYECTO***

El contratista queda obligado a que todas las dudas que surjan en la interpretación de los documentos del Proyecto o posteriormente durante la ejecución de los trabajos serán resueltas por la Dirección Facultativa. Las especificaciones no descritas en el presente Pliego con relación al Proyecto deben considerarse como datos en cuenta en la formulación del Presupuesto por parte de la Empresa que realice las obras así como el grado de calidad de las mismas. En las circunstancias en que se vertieran conceptos en los documentos escritos que no fueran reflejados en los Planos del Proyecto, el criterio a seguir lo decidirá la Dirección Facultativa de las obras, recíprocamente cuando en los documentos gráficos aparecieran conceptos que no se ven reflejados en los documentos escritos, la especificación de los mismos, será decidida por la Dirección Facultativa de las obras. La Contrata deberá consultar previamente cuantas dudas estime oportunas para una correcta interpretación de la calidad constructiva y de características del Proyecto.

### **2.2.2. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN**

Se seguirán las especificaciones técnicas sobre materiales de construcción dadas en los anexos del presente Proyecto, utilizándose, en su defecto, materiales de iguales o mejores prestaciones, siempre a juicio del Ingeniero Director de obra. Los certificados de Calidad del material a utilizar en la Obra serán entregados al Cliente para su aceptación definitiva.

### **2.2.3. MALA EJECUCIÓN**

Si a juicio de la Dirección Facultativa hubiera alguna parte de la obra mal ejecutada, el contratista tendrá la obligación de demolerla y volverla a realizar cuantas veces sea necesario, hasta que quede a satisfacción de dicha Dirección, no otorgando estos aumentos de trabajo derecho a percibir ninguna indemnización de ningún género, aunque las condiciones de mala ejecución de la obra se hubiesen notado después de la recepción provisional, sin que ello pueda repercutir en los plazos parciales o en el total de ejecución de la obra.

### **2.2.4. OBRAS O INSTALACIONES NO ESPECIFICADAS**

Si en el transcurso de los trabajos fuera necesario ejecutar alguna clase de obra no regulada en el presente Pliego de Condiciones, el Contratista queda obligado a ejecutarla con arreglo a las instrucciones que reciba del Ingeniero Director quien a su vez, cumplirá la normativa vigente sobre el particular. El Contratista no tendrá derecho a reclamación alguna.

## **2.3. DISPOSICIONES VARIAS**

### **2.3.1. REPLANTEO**

Como actividad previa a cualquier otra de la obra se procederá por la Dirección Facultativa a la comprobación del replanteo de las obras en presencia del Contratista

marcando sobre el terreno conveniente todos los puntos necesarios para su ejecución. De esta operación se extenderá acta por duplicado que firmará la Dirección Facultativa y la Contrata, la cual, facilitará por su cuenta todos los medios necesarios para la ejecución de los referidos replanteos y señalamiento de los mismos, cuidando bajo su responsabilidad de las señales o datos fijados para su determinación. Asimismo para el resto de replanteos que se verifiquen en obra, estos se realizarán por el Contratista con la consiguiente aprobación de la Dirección Facultativa para el inicio de la correspondiente unidad.

### **2.3.2. LIBRO DE ÓRDENES, ASISTENCIAS E INCIDENCIAS**

Con objeto de que en todo momento se pueda tener un conocimiento exacto de la ejecución e incidencias de la obra, se llevará, mientras dure la misma, el Libro de Ordenes, Asistencia e Incidencias, en el que se reflejarán las visitas facultativas realizadas por la Dirección de la obra, incidencias surgidas y en general, todos aquellos datos que sirvan para determinar con exactitud si por la contrata se han cumplido los plazos y fases de ejecución previstas para la realización del proyecto.

El Ingeniero-Director de la obra, y los demás facultativos colaboradores en la dirección de las mismas, irán dejando constancia, mediante las oportunas referencias, de sus visitas e inspecciones y las incidencias que surjan en el transcurso de ellas y obliguen a cualquier modificación en el proyecto o la ejecución de las obras, las cuales serán de obligado cumplimiento.

Las anotaciones en el Libro de Ordenes, Asistencias e Incidencias, harán fe a efectos de determinar las posibles causas de resolución e incidencias del contrato. Sin embargo, cuando el contratista no estuviese conforme, podrá alegar en su descargo todas aquellas razones que abonen su postura, aportando las pruebas que estime pertinentes. Efectuar una orden a través del correspondiente asiento en este Libro, no será obstáculo para que cuando la Dirección Facultativa lo juzgue conveniente, se efectúe la misma también por oficio. Dicha orden se reflejará también en el Libro de Ordenes.



El cumplimiento de las órdenes expresadas en dicho Libro es tan obligatorio para el Contratista como las que figuran en el Pliego de Condiciones.

### **2.3.3. *INSTALACIONES DE PROTECCION***

Se refiere el presente artículo a las condiciones de ejecución de los materiales, de control de la ejecución, seguridad en el trabajo, medición, valoración y mantenimiento, relativas a las instalaciones de protección contra fuego y rayos.

### **2.3.4. *GASTOS DE OBRA***

Serán por cuenta del promotor salvo que se indique en contrato, los gastos referentes a licencia de obras, honorarios de Proyecto y Dirección Facultativa, así como todos los originados para dotar a la obra de acometidas de agua, electricidad, etc.

### **2.3.5. *COMIENZO DE LOS TRABAJOS Y PLAZO DE EJECUCIÓN***

Obligatoriamente y por escrito, deberá el Contratista dar cuenta al Ingeniero Director del comienzo de los trabajos, antes de transcurrir veinticuatro horas de su iniciación.

El adjudicatario comenzará las obras dentro del plazo de 15 días desde la fecha de adjudicación. Dará cuenta al Ingeniero Director, mediante oficio, del día en que se propone iniciar los trabajos, debiendo éste dar acuse de recibo.

El Contratista está obligado al cumplimiento de todo cuanto se dispone en la Reglamentación Oficial del Trabajo.

El plazo de ejecución de la obra responderá a la planificación realizada por el Cliente y coordinada por el Contratista. Dicha planificación se estima en tres meses en función de los plazos de entrega de los equipos y al trabajo de montaje, diseño y configuración.

En caso de exceder las previsiones de realización del trabajo, y no siendo esto por causas ajenas al Contratista, no se facturará ningún cargo extra.

El Cliente informará con una antelación mínima de 3 días de la disponibilidad de las instalaciones para el comienzo.

El Contratista emitirá un informe escrito después de la realización del trabajo al Cliente para su aprobación.

### **2.3.6. *CONDICIONES GENERALES DE EJECUCIÓN DE LOS TRABAJOS***

El Contratista, como es natural, debe emplear los materiales y mano de obra que cumplan las condiciones exigidas y realizará todos y cada uno de los trabajos contratados de acuerdo con lo especificado también en dicho documento.

Por ello, y hasta que tenga lugar la recepción definitiva de la obra, el Contratista es el único responsable de la ejecución de los trabajos que ha contratado y de las faltas y defectos que en estos puedan existir, por su mala ejecución o por la deficiente calidad de los materiales empleados o aparatos colocados, sin que pueda servirle de excusa ni le otorgue derecho alguno, la circunstancia de que el Ingeniero Director o sus subalternos no le hayan llamado la atención sobre el particular, ni tampoco el hecho de que hayan sido valorados en las certificaciones parciales de la obra que siempre se supone que se extienden y abonan a buena cuenta.

La obra será ejecutada a completa satisfacción de las inspecciones del Cliente y Contratista.

Todas las relaciones entre Contratista y Cliente serán refrendadas por escrito, no más tarde de 48 horas después de los acuerdos y canalizadas a través del Jefe de Producción.

El Cliente deberá facilitar los siguientes elementos de trabajo:

- Energía eléctrica
- Aire
- Grúas
- Alumbrado Provisional si fuese necesario

- Servicios de contra incendios

Todas las herramientas para ejecución de la obra serán por cuenta del Contratista, salvo aquellas que por necesidad fuesen especiales de los propios equipos.

Todo el personal de la empresa Constructora que participa en la ejecución de la obra deberá estar equipado convenientemente para la prevención de accidentes de trabajo.

Todo el equipo de protección personal será a cuenta del Contratista.

Todo el trabajo a realizar por la empresa Constructora deberá contar de ante mano con los planos y cálculos, si fuesen necesarios, que deberán ser emitidos por el Cliente y la debida aprobación de este.

Los equipos se instalarán cumpliendo las normas vigentes y las instrucciones dadas por el fabricante. Si se llevan a cabo modificaciones, se añadiesen materiales o se sustituyesen sin aprobación del Cliente, el Constructor se hará cargo de todo lo que esto puede originar.

### **2.3.7. REMISIÓN DE SOLICITUD DE OFERTAS**

Por la Dirección Técnica se solicitarán ofertas a las Empresas especializadas del sector, para la realización de las instalaciones especificadas en el presente Proyecto o un extracto con los datos suficientes. En el caso de que el ofertante lo estime de interés deberá presentar además de la mencionada, la o las soluciones que recomiende para resolver la instalación.

El plazo máximo fijado para la recepción de las ofertas será de un mes.

El presupuesto deberá estar basado en el suministro, la instalación y la configuración del sistema diseñado por el Cliente, excluyéndose cualquier otra máquina o equipo que no sea el mencionado.

### **2.3.8. SANCIONES POR RETRASO DE LAS OBRAS**

Si el Constructor, excluyendo los casos de fuerza mayor, no tuviese perfectamente concluidas las obras y en disposición de inmediata utilización o puesta en servicio, dentro del plazo previsto en el artículo correspondiente, la propiedad podrá reducir de las liquidaciones, fianzas o emolumentos de todas clases que tuviese en su poder las cantidades establecida según las cláusulas del contrato privado entre Propiedad y Constructor.

### **2.3.9. TRABAJOS DEFECTUOSOS**

Como consecuencia de lo anteriormente expresado, 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 aparatos 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.

### **2.3.10. OBRAS Y VICIOS OCULTOS**

Si el Ingeniero Director tuviese fundadas razones para creer en la existencia de vicios ocultos de construcción en las obras ejecutadas ordenará efectuar en cualquier tiempo y antes de la recepción definitiva, las demoliciones que crea necesarias para reconocer los trabajos que suponga defectuosos.

Los gastos de la demolición y de la reconstrucción que se ocasionen, serán a cuenta del Contratista, siempre que los vicios existan realmente; en caso contrario correrán a cargo del propietario.

### **2.3.11. MATERIALES NO UTILIZABLES O DEFECTUOSOS**

No se procederá al empleo y colocación de los materiales y de los aparatos sin que antes sean examinados y aceptados por Ingeniero Director, en los términos que prescriben los Pliegos de Condiciones, depositando al efecto el Contratista, las muestras

y modelos necesarios, previamente contraseñados, para efectuar con ellos comprobaciones, ensayos o pruebas preceptuadas en el Pliego de Condiciones, vigente en la obra.

Los gastos que ocasionen los ensayos, análisis, pruebas, etc. antes indicados serán a cargo del Contratista.

Cuando los materiales o aparatos no fueran de la calidad requerida o no estuviesen perfectamente preparados, el Ingeniero Director dará orden al Contratista para que los reemplace por otros que se ajusten a las condiciones requeridas en los Pliegos o, a falta de estos, a las órdenes del Ingeniero Director.

### **2.3.12. MEDIOS AUXILIARES**

Es obligación de la Contrata el ejecutar cuanto sea necesario para la buena construcción y aspecto de las obras aún cuando no se halle expresamente estipulado en los Pliegos de Condiciones, siempre que, sin separarse de su espíritu y recta interpretación, lo disponga el Ingeniero Director y dentro de los límites de posibilidad que los presupuestos determinen para cada unidad de obra y tipo de ejecución.

Serán de cuenta y riesgo del Contratista, los andamios, cimbras, máquinas y demás medios auxiliares que para la debida marcha y ejecución de los trabajos se necesiten, no cabiendo por tanto, al Propietario responsabilidad alguna por cualquier avería o accidente personal que pueda ocurrir en las obras por insuficiencia de dichos medios auxiliares.

Serán asimismo de cuenta del Contratista, los medios auxiliares de protección y señalización de la obra, tales como vallado, elementos de protección provisionales, señales de tráfico adecuadas, señales luminosas nocturnas, etc. Y todas las necesarias para evitar accidentes previsibles en función del estado de la obra y de acuerdo con la legislación vigente.

### **2.3.13. FACULTADES DE LA DIRECCIÓN DE OBRAS**

Además de todas las facultades particulares, que corresponden al Ingeniero Director, expresadas en los artículos precedentes, es misión específica suya la dirección

y vigilancia de los trabajos que en las obras se realicen bien por si o por medio de sus representantes técnicos y ello con autoridad técnica legal, completa e indiscutible sobre las personas y cosas situadas en la obra y en relación con los trabajos que para la ejecución de los edificios y obras anejas se lleven a cabo, pudiendo incluso, pero con causa justificada, recusar al Contratista, si considera que el adoptar esta resolución es útil y necesaria para la debida marcha de la obra.

#### ***2.3.14. INDEMNIZACIÓN POR RETRASO DE LOS TRABAJOS***

El importe de la indemnización que debe abonar el Contratista por causas de retraso no justificado, en el plazo de terminación de las obras contratadas, será el importe de la suma de perjuicios materiales causados por imposibilidad de ocupación del inmueble, debidamente justificados.

#### ***2.3.15. INDEMNIZACIÓN POR DAÑOS DE CAUSA MAYOR AL CONTRATISTA***

El Contratista no tendrá derecho a indemnización por causas de pérdidas, averías o perjuicio ocasionados en las obras, sino en los casos de fuerza mayor. Para los efectos de este artículo, se consideran como tales casos únicamente los que siguen:

- Los incendios causados por electricidad atmosférica.
- Los daños producidos por terremotos y maremotos.
- Los producidos por vientos huracanados, mares y crecida de los ríos superiores a las que se sean de prever el país, y siempre que exista constancia inequívoca de que el Contratista tomó las medidas posibles, dentro de sus medios, para evitar o atenuar daños.
- Los que provengan de movimientos del terreno en que estén construidas las obras.
- Los destrozos ocasionados violentamente, a mano armada, en tiempo de guerra, movimientos sediciosos populares o robos tumultuosos.

La indemnización se referirá exclusivamente, al abono de las unidades de obra ya ejecutadas o materiales acopiados a pie de obra; en ningún caso comprenderá medios auxiliares, maquinaria o instalaciones, etc. propiedad de la Contrata.

### **2.3.16. MEJORAS DE OBRA**

No se admitirán mejoras de obra, más que en el caso en que el Ingeniero Director haya ordenado por escrito la ejecución de los trabajos nuevos o que mejoren la calidad de los contratados, así como la de los materiales y aparatos previstos en el Contrato. Tampoco se admitirán aumentos de obra en las unidades contratadas, salvo caso de error en las mediciones del Proyecto, a menos que el Ingeniero Director ordene, también por escrito, la ampliación de las contratadas.

### **2.3.17. ACCIDENTES DE TRABAJO Y DAÑOS A TERCEROS**

En caso de accidentes ocurridos con motivo en el ejercicio de los trabajos para la ejecución de las obras, el Contratista se atenderá a lo dispuesto a estos respectos en la legislación vigente, y siendo, en todo caso, único responsable de su cumplimiento y sin que por ningún concepto, pueda quedar afectada la Propiedad por responsabilidades en cualquier aspecto.

El contratista está obligado a adoptar todas las medidas de seguridad que las disposiciones vigentes preceptúan para evitar, en lo posible, accidentes a los obreros o viandantes, no sólo en los andamios, sino en todos los lugares peligrosos de la obra.

De los accidentes o perjuicios de todo género que, por no cumplir el Contratista lo legislado sobre la materia, pudieran acaecer o sobrevenir, será éste el único responsable, o sus representantes en la obra, ya que se considera que en los precios contratados están incluidos todos los gastos precisos para cumplimentar debidamente dichas disposiciones legales.

El Contratista será responsable de todos los accidentes que, por inexperiencia o descuido, sobrevinieran tanto en la edificación donde se efectúen las obras como en las contiguas. Será por tanto de su cuenta el abono de las indemnizaciones a quien corresponda y cuando a ello hubiera lugar, de todos los daños y perjuicios que puedan causarse en las operaciones de ejecución de las obras.

El Contratista cumplirá los requisitos que prescriben las disposiciones vigentes sobre la materia, debiendo exhibir, cuando a ello fuera requerido, el justificante de tal cumplimiento.

### **3. CONDICIONES ECONÓMICAS**

#### **3.1. MEDICIONES**

La medición del conjunto de unidades de obra que constituyen el proyecto se verificará aplicando a cada unidad de obra la unidad de medida que le sea apropiada y con arreglo a las mismas unidades adoptadas en el presupuesto, unidad completa, partidaalzada, metros cuadrados, cúbicos o lineales, kilogramos, etc. Tanto las mediciones parciales como las que se ejecuten al final de la obra, se realizarán conjuntamente con el contratista, levantándose las correspondientes actas que serán firmadas por ambas partes. Todas las mediciones que se efectúen comprenderán las unidades de obra realmente ejecutadas, no teniendo el contratista derecho a reclamación de ninguna especie por las diferencias que se produjeran entre las mediciones que se ejecuten y las que figuren en el proyecto, así como tampoco por los errores de clasificación de las diversas unidades de obra que figuren en los estados de valoración.

#### **3.2. VALORACIONES**

##### **3.2.1. VALORACIONES**

Las valoraciones de las unidades de obra que figuran en el presente proyecto, se efectuarán multiplicando el número de estas por el precio unitario asignado a las mismas en el presupuesto.

En el precio unitario aludido en el párrafo anterior se consideran incluidos los gastos del transporte de materiales, las indemnizaciones o pagos que hayan de hacerse por cualquier concepto, así como todo tipo de impuestos fiscales que graven los materiales por el Estado, Provincia o Municipio, durante la ejecución de las obras, y toda clase de cargas sociales.

También serán de cuenta del contratista los honorarios, las tasas y demás gravámenes que se originan con ocasión de las inspecciones, aprobación y comprobación de las instalaciones con que esté dotado el inmueble. El contratista no tendrá derecho por ello a pedir indemnización alguna por las causas enumeradas. En el



precio de cada unidad de obra van comprendidos los de todos los materiales accesorios y operaciones necesarias para dejar la obra terminada y en disposición de recibiese.

### **3.2.2. VALORACIÓN DE LAS OBRAS NO INCLUIDAS O INCOMPLETAS**

Las obras no incluidas se abonarán con arreglo a precios consignados en el Presupuesto, sin que pueda pretenderse cada valoración de la obra fraccionada en otra forma que la establecida en los cuadros de descomposición de precios.

## **4. CONDICIONES LEGALES**

### **4.1. RECEPCIÓN DE OBRAS**

#### **4.1.1. *NORMATIVA GENERAL DE APLICACIÓN***

La normativa a aplicar será la actualmente vigente además de la que se citó en el punto 4.1 de la Memoria de este Proyecto.

#### **4.1.2. *ADJUDICACIÓN***

La adjudicación de las obras se realizará mediante concurso. Las ofertas presentadas a dicho concurso deberán incluir como mínimo una estimación del precio de ejecución de las obras, el tiempo de ejecución y las calidades empleadas en las mismas.

#### **4.1.3. *EL CONTRATO***

El contrato se formalizará mediante un documento privado o público según convengan las partes, promotor y contratista, y en él se especificarán las particularidades que convengan a ambos.

El contratista y el promotor previamente firmarán el presente pliego obligándose a su cumplimiento, siendo nulas las cláusulas que se opongan o anulen disposiciones del mismo.

La ejecución de las obras se contratará por unidades de obra, ejecutadas con arreglo a los documentos del proyecto. Se admitirán subcontratas con firmas especializadas, siempre que estén dentro de los precios que fije el presupuesto del proyecto.

#### **4.1.4. *GARANTÍA***

- a) El Contratista deberá garantizar que sus equipos están libres de todo defecto concerniente a materiales y mano de obra en el momento de su entrega al Cliente.

- b) Bajo esta garantía, el Contratista deberá comprometerse a reparar o sustituir, según estime más conveniente, cualquier componente o material que presente defectos en su calidad y/o instalación.
- c) La duración de la garantía deberá ser de 12 meses como mínimo a partir de la puesta en servicio del equipo y no menos de 18 meses después de la entrega de fábrica.
- d) Para los componentes o materiales no fabricados por el Contratista, ésta se atenderá a las cláusulas de garantía del proveedor de origen.
- e) Se tomará como fecha de comienzo de garantía la del documento o acta de pruebas reales suscritas por el Contratista y el Cliente o su representante autorizado.
- f) La sustitución de cualquier componente o material durante el periodo de garantía no modificará la duración ni la fecha de cancelación de la misma. Caso de reincidencia en algunas anomalías, dentro del periodo de garantía, esta se extenderá en 6 meses sobre la parte afectada.
- g) Los trabajos cubiertos por esta garantía serán efectuados sin cargo al Cliente en los talleres o dependencias del Contratista.
- h) Cuando los trabajos bajo garantía deban realizarse fuera de los talleres o dependencias del Contratista y previa petición del Cliente, el Contratista dispondrá el desplazamiento de personal técnico para realizar dichos trabajos. En este caso serán por cuenta del Contratista los gastos de transporte de dicho personal hasta el lugar especificado en dicha petición, regreso a su base, esperas y demoras, gastos de alojamiento y dietas previstas para desplazamientos fuera de la base.
- i) Igualmente de ser solicitada la asistencia de personal técnico para equipos no fabricados por el Contratista, pero suministrados o instalados por éste, serán por cuenta del Contratista todos los gastos reseñados en el párrafo anterior.
- j) En la sustitución de elementos o materiales cubiertos por garantía pero que no sean fabricados por el Contratista, estos deberán ser enviados de inmediato siempre que se encuentren disponibles en los almacenes del Contratista. De no ser así se pedirán al fabricante a la mayor urgencia, responsabilizándose el Contratista de la demora en la entrega de los mismos.

- k) El Cliente podrá autorizar la sustitución de cualquier pieza en garantía por el Contratista o por tercero. Para ello será condición indispensable el envío por el Cliente al Contratista de la pieza sustituida en el plazo máximo de 15 días, en caso contrario, el Contratista no será responsable de la demora que ello pueda originar.
- l) Esta garantía se extingue si los equipos no han sido almacenados y protegidos adecuadamente de la intemperie, atmósfera corrosiva o deterioro físico desde el momento de la entrega hasta la instalación o puesta en servicio. En todos los casos citados, y para recuperar la garantía, la correspondiente reparación deberá ser efectuada por el Contratista con cargo al Cliente.
- m) Cuando el proyecto de cálculo del equipo o de algún conjunto del mismo haya sido efectuado total o parcialmente por el Cliente o por terceros a petición de éste, la garantía del Contratista no cubrirá los defectos o anomalías derivadas de errores de proyecto.
- n) Si una vez efectuada la asistencia técnica prevista en *h, i, K*, se determinara que la sustitución o reparación efectuada no está cubierta por el alcance o ámbito de esta garantía, el Contratista procederá a cargar al Cliente el valor total y actual del material reemplazado, así como la mano de obra de acuerdo con la tarifa vigente en las condiciones generales del Contratista para la prestación de personal técnico y de montaje.

#### **4.1.5. FIANZA**

La cantidad que deberá depositar el Contratista a la firma de contrato como garantía de su cumplimiento se establece en un 4% del total del Contrato por medio de aval bancario.

## **4.2. DISPOSICIONES VARIAS**

### **4.2.1. AUTORIZACIONES Y LICENCIAS**

El contratista se compromete igualmente a entregar las autorizaciones que perceptivamente tienen que expresar las delegaciones Provinciales de Industria,

Sanidad, etc., y autoridades locales, para la puesta en servicio de las referidas instalaciones.

Son también de cuenta del contratista todos los arbitrios, licencias municipales, vallas, alumbrado, multas, etc., que ocasionen las obras desde su inicio hasta su total terminación, salvo que se especifique lo contrario en el contrato entre la Propiedad y el contratista.

#### **4.2.2. CAUSAS DE RESCISIÓN DEL CONTRATO**

Se consideran causas suficientes de rescisión las que a continuación se señalan:

- a) La muerte o incapacidad del contratista..
- b) La quiebra del Contratista.

En los casos anteriores, si los herederos o síndicos ofrecieran llevar a cabo las obras, bajo las mismas condiciones estipuladas en el contrato, el Propietario puede admitir o rechazar el ofrecimiento, sin que en este último caso tengan aquéllos derecho a indemnización alguna.

- c) Las alteraciones del contrato por las causas siguientes:
  - La modificación del Proyecto en forma tal que presente alteraciones fundamentales del mismo, a juicio del Ingeniero Director y, en cualquier caso, siempre que la variación del presupuesto de ejecución, como consecuencia de estas modificaciones, represente en más o menos del 40 por 100, como mínimo, de algunas unidades del Proyecto modificadas.
  - La modificación de unidades de obra, siempre que estas modificaciones representen variaciones en más o en menos del 40 por 100, como mínimo de las unidades del Proyecto modificadas.
- d) La suspensión de la obra comenzada, y en todo caso siempre que, por causas ajenas a la Contrata, no se dé comienzo a la obra adjudicada dentro del plazo de tres meses, a partir de la adjudicación, en este caso, la devolución de la fianza será automática.

- e) La suspensión de obra comenzada, siempre que el plazo de suspensión haya excedido de un año.
- f) El no dar comienzo la Contrata a los trabajos dentro del plazo señalado en las condiciones particulares del Proyecto.
- g) El cumplimiento de las condiciones del Contrato, cuando implique descuido o mala fe, con perjuicio de los intereses de la obra.
- h) La terminación del plazo de ejecución de la obra, sin haberse llegado a ésta.
- i) El abandono de la obra sin causa justificada.
- j) La mala fe en la ejecución de los trabajos.

## **5. CONDICIONES TÉCNICAS GENERALES**

### **5.1. PRUEBAS Y PUESTA EN MARCHA**

Durante la duración del presente Proyecto se efectuarán pruebas de carga de los diferentes equipos, así como de resistencia mecánica por sobrepresión, recogidas en la normativa legal vigente.

El Contratista deberá efectuar las pruebas y puesta en funcionamiento de todos los equipos y aparatos eléctricos, electrónicos, mecánicos, hidráulicos y neumáticos instalados, así como del sistema de control, incluyendo cualquier equipo especial que para su puesta a punto y pruebas requiera la presencia de un técnico especialista.

### **5.2. MANO DE OBRA**

La mano de obra deberá ser cualificada y estar debidamente homologada para llevar a cabo la ejecución del presente Proyecto.

### **5.3. CONDICIONES PARA LOS MATERIALES**

#### **5.3.1. *CONDICIONES GENERALES PARA LOS MATERIALES***

Todos los materiales a emplear en la presente obra serán de primera calidad y reunirán las condiciones exigidas en este Proyecto; además, dichas condiciones serán las vigentes referentes a materiales y prototipos de construcción.

#### **5.3.2. *MATERIALES NO ESPECIFICADOS***

Cualquier material que no haya sido especificado ni descrito en el presente proyecto y fuese necesario utilizar, reunirán las condiciones que se requieran para su función, siendo fijados por el contratista las fuentes de suministro que éste estime oportunas. En cualquier caso, el contratista notificará al director de obra, con la suficiente antelación, los materiales que se propone utilizar y su procedencia, aportando, cuando así lo solicite el directo, las muestras y los datos necesarios para su posible

aceptación, tanto en lo que se refiere a su cantidad como a su calidad, siendo el criterio de la dirección facultativa totalmente inapelable.

#### **5.4. CONDICIONES GENERALES PARA LAS TUBERÍAS**

##### **5.4.1. CONDICIONES GENERALES**

Las tuberías será de acero inoxidable 316, que es el requerido para la calidad alimentaria.

Las tuberías serán de los diámetros especificados en los correspondientes apartados de la Memoria de este pProyecto, y estarán libres de fisuras, grietas, poros, impurezas, deformaciones o faltas de homogeneidad, así como de otros defectos que pudieran disminuir su resistencia y apartar su comportamiento del esperado por sus características.

##### **5.4.2. CONDICIONES PARA LOS ACCESORIOS**

Los accesorios para las tuberías (codos, tes, etc.) serán del mismo material que las tuberías, es decir, acero inoxidable 316. su diámetro será el correspondiente a las líneas en las que vayan instalados y se unirán a ellas mediante rosca. Los accesorios estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

##### **5.4.3. CONDICIONES PARA LAS VÁLVULAS**

Las válvulas serán del tipo que la dirección de la obra estime más adecuado según la línea y servicio en que vayan a ser instaladas, prestando especial atención en las reguladoras de presión (presentes en las transiciones de presión atmosférica a vacío).

Estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.



Durante su instalación se tendrá especial cuidado de alinear correctamente los extremos con la tubería en la que vayan a ser instaladas.

## **5.5. CONDICIONES GENERALES PARA LAS EQUIPOS**

### **5.5.1. *CONDICIONES PARA LOS DEPÓSITOS***

El material de construcción de los depósitos será acero inoxidable 316.

El volumen y características geométricas de dichos depósitos serán los especificados en la Memoria de este proyecto, pudiendo adecuarse su altura y diámetro a modelos comerciales.

El director de obra supervisará los depósitos en su recepción, comprobando su buen estado y rechazándolos en caso de observar anomalías que a su juicio puedan provocar dicho rechazo.

Si desde que los depósitos son recibidos desde el taller del fabricante hasta que es montado en el terreno hubiera transcurrido un periodo de tiempo que el director de obra considerase razonablemente largo, serán almacenados bajo techado en un lugar seco, y se tomarán precauciones para que no sufriesen contaminación o acumulación de suciedad, así como golpes o deterioros.

### **5.5.2. *CONDICIONES PARA LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR***

El material empleado para la construcción de los intercambiadores de calor (incluidos condensadores) será acero inoxidable 316.

Las dimensiones de los cambiadores, así como sus características geométricas serán los determinados en la Memoria de este proyecto.

El director de obra supervisará los equipos durante su montaje, comprobando el buen estado de los tubos y, especialmente, la estanqueidad de la conducción exterior de los cambiadores de doble tubo en las tes que unen los tramos rectos paralelos, en el caso de los cambiadores que necesitan dividirse en varios tramos.

### **5.5.3. *CONDICIONES PARA EL DESODORIZADOR***

El material empleado para la construcción del desodorizador es acero inoxidable 316.

Las dimensiones de los cambiadores, así como sus características geométricas serán los determinados en la Memoria de este proyecto.

El director de obra supervisará el equipo antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlo si observa anomalías que a su juicio puedan provocar irregularidades durante el funcionamiento del mismo.

Si desde que el equipo es recibido desde el taller del fabricante hasta que es montado en el terreno hubiera transcurrido un periodo de tiempo que el director de obra considerase razonablemente largo, será almacenado bajo techado en un lugar seco, y se tomarán precauciones para que no sufriese contaminación o acumulación de suciedad, así como golpes o deterioros.

### **5.5.4. *CONDICIONES PARA LAS CENTRÍFUGAS Y LOS FILTROS***

Las centrífugas y los filtros deberán tener las especificaciones oportunas para la planta proyectada.

El director de obra supervisará todos estos equipos uno a uno antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar irregularidades en el funcionamiento de los mismos.

Si desde que estos equipos separadores son recibidos desde el taller del fabricante hasta que es montado en el terreno hubiera transcurrido un periodo de tiempo que el director de obra considerase razonablemente largo, serán almacenados bajo techado en un lugar seco, y se tomarán precauciones para que no sufriesen contaminación o acumulación de suciedad, así como golpes o deterioros.

### **5.5.5. *CONDICIONES PARA INSTRUMENTOS VARIOS***

Los diferentes aparatos e instrumentos precisos en este proyecto, tales como agitadores, mezcladores estáticos, ambos de acero inoxidable 316, además del

dosificador de sólidos y las resistencias eléctricas, deberán ser supervisados por el director de obra antes de su montaje, comprobando su buen estado y pudiendo rechazarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar irregularidades en el funcionamiento de los mismos.

#### **5.5.6. *CONDICIONES PARA LAS BOMBAS***

Las bombas serán suministradas con las correspondientes bancadas, sobre las que se montará el conjunto bomba-motor. En todas ellas, se deberá comprobar su buen estado, siendo devueltas en caso negativo.

#### **5.5.7. *CONDICIONES PARA LA INSTRUMENTACIÓN***

Las válvulas de control serán las adecuadas para las condiciones del proyecto.

Se procurará que los sensores de temperatura, presión, nivel y caudal a instalar estén preparados para trabajar en unas condiciones que hagan que sus márgenes de medición se encuentren en el tercio central de la escala.

#### **5.5.8. *CONDICIONES PARA EL AISLAMIENTO***

Los equipos, así como las líneas de tuberías cuyo aislamiento es necesario, serán calorifugadas mediante el aislante indicado en la Memoria del presente proyecto.

El aislamiento no presentará cortes o deformaciones que, a juicio del director de obra, pudieran afectar a la capacidad aislante del mismo.

El aislamiento se sujetará a los equipos y líneas mediante pletinas, alambres u otro sistema que el instalador crea adecuado y que el director de obra estime eficaz.

**DOCUMENTO BÁSICO:**  
**PRESUPUESTO**

## ÍNDICE DEL PRESUPUESTO

<b>1. Coste del inmovilizado principal y Coste total de la planta proyectada .....</b>	<b>218</b>
<b>2. Anexos del Presupuesto.....</b>	<b>223</b>
<b>2.1. Estimación de coste de los intercambiadores de doble tubo.....</b>	<b>223</b>
<b>2.1.1. Coste del cambiador de calor de la etapa de Desgomado .....</b>	<b>224</b>
<b>2.1.2. Coste del cambiador de calor de la etapa de Lavados .....</b>	<b>224</b>
<b>2.1.3. Coste del condensador de la etapa de Secado .....</b>	<b>225</b>
<b>2.1.4. Coste del refrigerante de la etapa de Decoloración .....</b>	<b>225</b>
<b>2.1.5. Coste del economizador 1 de la etapa de Decoloración.....</b>	<b>226</b>
<b>2.1.6. Coste del condensador de la etapa de Desodorización .....</b>	<b>226</b>
<b>2.1.7. Coste del economizador 2 de la etapa de Desodorización.....</b>	<b>226</b>
<b>2.2. Estimación del coste del equipo desodorizador .....</b>	<b>227</b>

## 1. Coste del inmovilizado principal y Coste total de la planta proyectada

La inversión necesaria para la ejecución de este Proyecto se detallará a continuación:

- **INMOVILIZADO PRINCIPAL**

<b>PARTIDA Nº 1: TANQUES Y DEPÓSITOS</b>			
<b>Descripción</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Precio unitario (€)</b>	<b>Importe (€)</b>
Depósito de Acero Inoxidable 316, de 3 Litros de capacidad, de fondo cónico y tapa semielíptica 2:1	7	50,60	354,20
Depósito de Acero Inoxidable 316, de 50 Litros de capacidad, de fondo cónico y tapa semielíptica 2:1	2	315,00	630,00
Depósito de Acero Inoxidable 316, de 100 Litros de capacidad, de fondo y tapa semielípticos 2:1 con encamisado para el calentamiento con vapor	1	591,00	591,00
Depósito de Acero Inoxidable 316, de 1000 Litros de capacidad, de fondo y tapa semielípticos 2:1	2	1759,90	3519,80
<b>TOTAL PARTIDA Nº 1</b>			<b>5095,00</b>

<b>PARTIDA Nº 2: TRANSMISIÓN DE CALOR</b>			
<b>Descripción</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Precio unitario (€)</b>	<b>Importe (€)</b>
Cambiador de calor de doble tubo, tubo interno de ½" y tubo externo de 2", 6 metros de longitud (Desgomado)	1	1959,95	1959,95

Descripción	Cantidad	Precio unitario (€)	Importe (€)
Cambiador de calor de doble tubo, tubo interno de ½” y tubo externo de 1”, 0,6 metros de longitud (Lavados)	1	492,32	492,32
Cambiador de calor de doble tubo, tubo interno de 5/8” y tubo externo de 7/8”, 0,20 metros de longitud (Secado)	1	216,33	216,33
Cambiador de calor de doble tubo, tubo interno de 1” y tubo externo de 1½”, 4,5 metros de longitud (Decoloración)	1	2012,92	2012,92
Cambiador de calor de doble tubo, tubo interno de 1” y tubo externo de 1½”, 7 metros de longitud (Economizador 1)	1	2065,89	2065,89
Cambiador de calor de doble tubo, tubo interno de 5/8” y tubo externo de 7/8”, 0,30 metros de longitud (Desodorización)	1	275,91	275,91
Cambiador de calor de doble tubo, tubo interno de 1” y tubo externo de 1½”, 11 metros de longitud (Economizador 2)	1	2118,86	2118,86
Resistencia eléctrica de tipo helicoidal	2	93,00	186,00
Equipo desodorizador tipo falling-film con entrada para inyección de vapor	1	15924,53	15924,53
<b>TOTAL PARTIDA N° 2</b>			<b>28252,71</b>

<b>PARTIDA Nº 3: EQUIPOS DE SEPARACIÓN</b>			
<b>Descripción</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Precio unitario (€)</b>	<b>Importe (€)</b>
Centrífuga Westfalia separador RSC 30-01-076, apta para Desgomado, Neutralización y Lavados	5	9810,00	49050,00
Filtro para Decoloración a escala de planta piloto	2	800,00	1600,00
<b>TOTAL PARTIDA Nº 3</b>			<b>50650,00</b>

<b>PARTIDA Nº 4: SISTEMA DE BOMBEO</b>			
<b>Descripción</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Precio unitario (€)</b>	<b>Importe (€)</b>
Bomba de desplazamiento positivo, doble diafragma, Cuerpo y accesorios en 316 SS	10	788,64	7886,40
Bomba de vacío Vacuubrand Pump <sup>®</sup> , Chemistry-HIBRID Vacuum, 316 SS	3	4605,36	13816,08
Bomba dosificadora	2	734,33	1468,66
Bomba de desplazamiento positivo de diafragma	2	124,99	249,98
<b>TOTAL PARTIDA Nº 4</b>			<b>23421,12</b>

<b>PARTIDA Nº 5: OTROS EQUIPOS/ELEMENTOS</b>			
<b>Descripción</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Precio unitario (€)</b>	<b>Importe (€)</b>
Conducción de 1¼" (para columnas de Secado y desaireación)	3 m	10,71 €/m	32,13



Descripción	Cantidad	Precio unitario (€)	Importe (€)
Dosificador de sólidos LAMBDA	1	1407,00	1407,00
Agitador de palas para el depósito mezclador de ácido + motor	1	679,27	679,27
Agitador de palas para los depósitos de 50 y 100 Litros + motor	3	1316,88	3950,64
Agitador de palas para los recipientes lavadores, pulmón y el mezclador de tierras + motor	6	584,41	3506,46
Mezclador estático tipo helicoidal, de 12 elementos, 18” de longitud y 0,87” de diámetro	2	1354,08	2708,16
<b>TOTAL PARTIDA N° 5</b>			<b>12283,66</b>

Por tanto, el coste del inmovilizado principal asciende a la cantidad de:

**Coste de Inmovilizado Principal (I<sub>p</sub>) = 116702,49 €**

• **COSTES TOTALES DIRECTOS E INDIRECTOS**

Además del coste del inmovilizado principal, es necesario tener en cuenta otra serie de gastos importantes. Para ello, se ha empleado el método de estimación factorial de Lang, mediante el cual se estima un porcentaje del coste total del inmovilizado principal ( $f_i$  o  $f_i$ , según si el coste es directo o indirecto) al elemento/servicio auxiliar que se esté considerando.

<b>COSTES DIRECTOS ADICIONALES</b>	
Tuberías de proceso	0,60

Aislamiento	0,18
Instrumentación y Control	0,10
Mano de obra	0,15
Estructuras	0,05
Protección contra incendios	0,10
Pintura y limpieza	0,08
Instalación eléctrica	0,10
$(\sum f_i)$	1,36
<b>Coste Directo Total, <math>(1 + \sum f_i) \cdot I_P</math></b>	<b>275417,88</b>

<b>COSTES INDIRECTOS</b>	
Gastos generales, Gerencia	0,30
Servicios técnicos, honorarios de ingeniería	0,13
Imprevistos	0,13
$(\sum f_i)$	0,56
<b>Coste Indirecto Total, <math>(1 + \sum f_i) \cdot \sum f_i \cdot I_P</math></b>	<b>154234,01</b>

El presupuesto total de este Proyecto, resultante de la suma de los costes directos e indirectos, asciende a un total de:

**429.652 €**

**CUATROCIENTOS VEINTINUEVE MIL SEISCIENTOS  
CINCuenta Y DOS EUROS**

Firmado:

Pilar Blanco Rodríguez

## 2. Anexos del Presupuesto

### 2.1. Estimación de coste de los intercambiadores de doble tubo

Para el cálculo del precio de los intercambiadores de calor de doble tubo o de tubos concéntricos se ha recurrido a la siguiente figura:

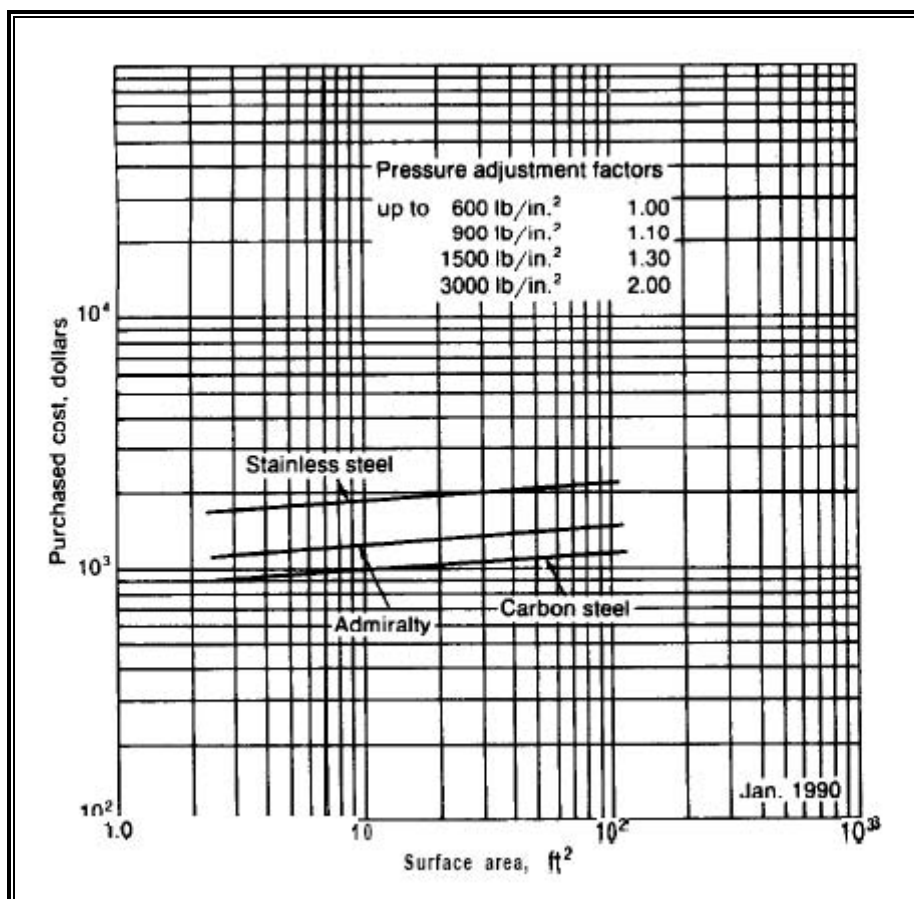


Fig. P-1 Estimación de coste de un intercambiador de calor de tubos concéntricos

Como se puede observar, la gráfica anterior relaciona el área de intercambio de calor con el coste del equipo teniendo en cuenta el material de construcción del mismo, por lo que la estimación económica es sencilla. Sin embargo, en la figura anterior también se puede observar que dichas estimaciones se realizaron en el año 1990, por lo que se habrá de realizar una actualización del coste obtenido mediante la aplicación de índices, basándose en un año de referencia. El índice que se aplicará en este caso será el Chemical Engineering Plant Cost Index (CEI). Así:

Año	CEI
1990	357,6
2007	509,2

A continuación, se procederá a la estimación del coste de cada uno de los intercambiadores de calor diseñados.

### 2.1.1. Coste del cambiador de calor de la etapa de Desgomado

El área de intercambio, considerando los 6 metros de longitud, es  $A = 0,396 \text{ m}^2 = 4,261 \text{ ft}^2$ . Teniendo en cuenta que el material de construcción de este equipo es acero inoxidable y haciendo uso de la figura anterior, el precio estimado de este intercambiador en el año 1990 es 1850 \$, es decir, 1376,43 €<sup>1</sup>.

A continuación, teniendo en cuenta los índices comentados, se actualizará el precio calculado con respecto al año actual 2007, de manera que:

$$\text{Precio actualizado intercambiador} = 1376,43 \cdot (509,2/357,6) = 1959,95 \text{ €}$$

### 2.1.2. Coste del cambiador de calor de la etapa de Lavados

El área de intercambio, considerando los 0,6 metros de longitud, es  $A = 0,040 \text{ m}^2 = 0,426 \text{ ft}^2$ . En este caso, al tratarse de un área menor que  $1 \text{ ft}^2$  no es posible utilizar la figura P-1. Por ello, en este caso se hará uso del método de estimación de costes de Williams, basado en la relación de costes de dos plantas o equipos de capacidad, potencia o volumen diferente, de manera que:

$$\frac{C_a}{C_b} = \left( \frac{P_a}{P_b} \right)^n \quad [\text{P-1}]$$

<sup>1</sup> La conversión de dólares a euros es  $1 \$ = 0,744 \text{ €}$ .

donde  $C_a$  y  $C_b$  son los costes de las plantas o equipos respectivamente,  $P_a$  y  $P_b$  son los parámetros característicos de las plantas o equipos respectivamente, que el caso de los intercambiadores de calor es el área de intercambio de calor, y  $n$  es el exponente de Williams, que para el caso de estos equipos es 0,6.

Pues bien, para estimar el precio de este pequeño cambiador se utilizará como referencia el intercambiador anterior del cual ya se ha estimado su coste, de manera que:

$$\frac{C_{referencia}}{C_{C.Calor Lav.}} = \left( \frac{P_{referencia}}{P_{C.Calor Lav.}} \right)^n \Rightarrow C_{C.Calor Lav.} = \frac{1959,95}{\left( \frac{0,396}{0,040} \right)^{0,6}} \Rightarrow C_{C.Calor Lavados} = 492,32 \text{ €}$$

### 2.1.3. Coste del condensador de la etapa de Secado

El área de intercambio, considerando los 0,15 metros de longitud, es  $A = 0,010 \text{ m}^2 = 0,108 \text{ ft}^2$ . Aquí ocurre lo mismo que en el caso anterior, por lo que se procederá de la misma manera, de forma que:

$$C_{Condensador Secado} = \frac{1959,95}{\left( \frac{0,396}{0,010} \right)^{0,6}} \Rightarrow C_{Condensador Secado} = 216,33 \text{ €}$$

### 2.1.4. Coste del refrigerante de la etapa de Decoloración

El área de intercambio, considerando 4,5 metros de longitud, es  $A = 0,467 \text{ m}^2 = 5,022 \text{ ft}^2$ . Teniendo en cuenta que el material de construcción de este equipo es acero inoxidable y haciendo uso de la figura P-1, el precio estimado de este intercambiador en el año 1990 es 1900 \$, es decir, 1413,63 €.

A continuación, teniendo en cuenta los índices comentados anteriormente, se actualizará el precio calculado con respecto al año actual 2007, de manera que:

$$\text{Precio actualizado refrigerante} = 1413,63 \cdot (509,2/357,6) = 2012,92 \text{ €}$$

### 2.1.5. Coste del economizador 1 de la etapa de Decoloración

El área de intercambio, considerando los 7 metros de longitud, es  $A = 0,726 \text{ m}^2 = 7,811 \text{ ft}^2$ . Teniendo en cuenta que el material de construcción de este equipo es acero inoxidable y haciendo uso de la figura P-1, el precio estimado de este intercambiador en el año 1990 es 1950 \$, es decir, 1450,83 €.

A continuación, teniendo en cuenta los índices comentados anteriormente, se actualizará el precio calculado con respecto al año actual 2007, de manera que:

$$\text{Precio actualizado economizador 1} = 1450,83 \cdot (509,2/357,6) = 2065,89 \text{ €}$$

### 2.1.6. Coste del condensador de la etapa de Desodorización

En este caso, ocurre lo mismo que con el condensador de la etapa de Secado. El área de intercambio, considerando los 0,30 metros de longitud, es  $A = 0,015 \text{ m}^2 = 0,162 \text{ ft}^2$ . Por tanto, realizando la comparación con el primer intercambiador estimado, se obtiene que:

$$C_{\text{Condensador Desodorización}} = \frac{1959,95}{\left(\frac{0,396}{0,015}\right)^{0,6}} \Rightarrow C_{\text{Condensador Desodorización}} = 275,91 \text{ €}$$

### 2.1.7. Coste del economizador 2 de la etapa de Desodorización

El área de intercambio, considerando los 11 metros de longitud, es  $A = 1,140 \text{ m}^2 = 12,275 \text{ ft}^2$ . Teniendo en cuenta que el material de construcción de este equipo es acero inoxidable y haciendo uso de la figura P-1, el precio estimado de este intercambiador en el año 1990 es 2000 \$, es decir, 1488,03 €.

A continuación, teniendo en cuenta los índices comentados anteriormente, se actualizará el precio calculado con respecto al año actual 2007, de manera que:

$$\text{Precio actualizado economizador 1} = 1488,03 \cdot (509,2/357,6) = 2118,86 \text{ €}$$

## 2.2. Estimación del coste del equipo desodorizador

Para la estimación del coste del desodorizador se ha decidido seguir el procedimiento propuesto para los intercambiadores de calor de carcasa y tubos diseñados según el manual TEMA, por lo que, en ocasiones, se deberán realizar ciertas consideraciones para poder llevar a cabo el cálculo.

Básicamente, el método consiste en estimar el coste del equipo a partir de uno de referencia aplicando, a continuación, factores de corrección para corregir el coste del equipo real de interés. Finalmente, como todos los datos empleados están basados en el año 1982, habrá que realizar una actualización del precio obtenido, para lo cual se hará uso de los índices CEI.

### ➔ Costo del intercambiador base

Previamente, para realizar la estimación, es necesario definir el intercambiador base:

Parámetro	Intercambiador base
Espesor de tubos	14 BWG
Longitud de tubos	20 ft
Nº de pasos por tubos	1 ó 2
Presión de diseño del lado de la coraza	<150 psig
Presión de diseño del lado de los tubos	<150 psig
Material de construcción	Acero al carbono

El coste de este intercambiador base a principios del año 1982 se obtendría de la siguiente manera:

$$b(\text{US\$} / \text{ft}^2) = \left[ \frac{6,6}{1 - e^{\left(\frac{7-D_i}{27}\right)}} \right] \cdot p \cdot f \cdot r$$

donde:

$D_i$  (in): Diámetro interno de la coraza o diámetro del mazo para un reboiler tipo marmita.

$p$ : Multiplicador de costo para diferentes diámetro externo de tubo, pitch y layout (disposición de los tubos). Este valor puede venir tabulado o calcularse como  $p = 0,75 \cdot \pi^2 \cdot a/d_o$ , donde  $\pi$  es el pitch (in),  $a$  depende de la disposición de los tubos, por lo que al ser una disposición cuadrada toma el valor de 0,85, y  $d_o$  es el diámetro externo de los tubos (in). Por tanto, el valor de  $p$  es el siguiente:

$$p = 0,75 \cdot (1,25 \cdot 1,25)^2 \cdot \frac{0,85}{1,25} \Rightarrow p = 1,25$$

$f$ : Multiplicador de costo para diferentes tipos de cabezal anterior TEMA. En este caso, por similitud, se tomará el cabezal TEMA tipo B, para el cual  $f = 1,0$ .

$r$ : Multiplicador de costo para diferentes tipos de cabezal posterior TEMA. En este caso, por similitud, se tomará el cabezal TEMA tipo T, para el cual  $f = 1,05$ .

Por tanto, el coste del equipo de referencia o base por unidad de área será el siguiente:

$$b = \left[ \frac{6,6}{1 - e^{\left(\frac{7-12}{27}\right)}} \right] \cdot 1,25 \cdot 1,0 \cdot 1,05 = 51,042 \text{ US\$} / \text{ft}^2$$

➔ Correcciones del costo del intercambiador base

Como se ha indicado anteriormente, para intercambiadores con características diferentes a las del intercambiador base, se deben efectuar correcciones a fin de obtener un precio representativo. El costo corregido (C) puede calcularse a partir del costo base (b) según la siguiente ecuación:



$$C(\text{US\$} / \text{ft}^2) = b(\text{US\$} / \text{ft}^2) (1 + C_s + C_L + C_{Ntp} + C_{Ps} + C_{Pt} + C_m + C_g) A(\text{ft}^2)$$

- Corrección por tipo de coraza ( $C_s$ )

Por similitud, se considerará que la coraza TEMA es de tipo E, por lo que  $C_s = 0$ .

- Corrección por longitud de tubos ( $C_L$ )

Para valores menores de 20 ft, el factor de corrección  $C_L$  se calcula como:

$$C_L = \left(1 - \frac{L}{20}\right) \left[ 1,5 - \left( 0,002083 \cdot \frac{(D_i - 12)}{\left(1 - \frac{L}{20}\right)} \right) \right] = \left(1 - \frac{3}{20}\right) \left[ 1,5 - \left( 0,002083 \cdot \frac{(12 - 12)}{\left(1 - \frac{3}{20}\right)} \right) \right] = 1,28$$

- Corrección por número de pasos por tubos ( $C_{Ntp}$ )

En este caso sólo hay un paso por lo que  $N_{Ntp} = 0$ .

- Corrección por condición de diseño ( $C_{Ps}$  y  $C_{Pt}$ )

Como la presión de diseño es menor que 150 psi, entonces ambos factores son nulos.

- Corrección por material de construcción ( $C_m$ )

Este factor es el resultado de la suma de un conjunto de factores, a saber:

- $C_{mt}$  (Corrección por material de los tubos) =  $y \cdot (M1 - 1)$ , donde:

$$y = 0,129 + 0,0016 \cdot (D_i - 12) \cdot \frac{do}{(0,75 \cdot \pi^2 \cdot a)} \xrightarrow{\text{Sustituyendo valores}} y = 0,129$$

$M1 = 10,10$  (considerando acero inoxidable 316 y tubos sin costura)

Por tanto,  $C_{mt} = 1,17$ .

- Cms (Corrección por material de la coraza) =  $0,1 \cdot (M2-1)$ , donde  $M2 = 6,20$  para acero inoxidable 316. Por tanto,  $Cms = 0,52$ .
- Cmc (Corrección por material de los cabezales) =  $0,06 \cdot (M2-1)$ . Por tanto,  $Cmc = 0,31$ .
- Cmts (corrección por material de la placa porta-tubos) =  $0,04 \cdot (m2-1)$ . Por tanto,  $Cmts = 0,21$ .
- Corrección por espesor de tubos ( $Cg$ )  
Como el espesor es 14 BWG, al igual que el intercambiador base,  $Cg = 0$ .

Por tanto,  $Cm = 1,17 + 0,52 + 0,31 + 0,21 = 2,21$ .

Así pues, aplicando la ecuación de coste anterior, se obtendría que:

$$C = 51,042 \cdot (1 + 0 + 1,28 + 0 + 0 + 0 + 2,21 + 0) \cdot 33,885 = 7763,84 \text{ US\$} \Rightarrow C = 5776,42 \text{ €}$$

Este precio corresponde al año 1982; tomando los índices CEI se actualizará dicho coste. Por tanto:

Año	CEI
1982	314
2007	509,2

$$C = 5776,42 \cdot (509,2/314) = 9367,37 \text{ €}$$

Al tratarse de un equipo de diseño, se ha creído conveniente incrementar el precio en un 30%. Además, teniendo en cuenta que hay que introducir el sistema de inyección de vapor en la parte inferior del desodorizador, se ha decidido incrementar el coste un 40% más. De esta manera, el coste total de este equipo es:

$$C_{\text{TOTAL}} = 15924,53 \text{ €}$$

**DOCUMENTO BÁSICO:**  
**PLANOS**

## ÍNDICE DE LOS PLANOS

**PLANO N° 1: Diagrama de Control e Instrumentación I**

**PLANO N° 2: Diagrama de Control e Instrumentación II**

**PLANO N° 3: Alzado de la Planta Piloto**

**PLANO N° 4: Plano de la Planta Baja**

**PLANO N° 5: Plano de la Planta Superior**

**PLANO N° 6: Cambiador de Calor de la Unidad de Desgomado**

**PLANO N° 7: Refrigerador de la Unidad de Decoloración**

**PLANO N° 8: Economizador 1 de la Unidad de Desodorización**

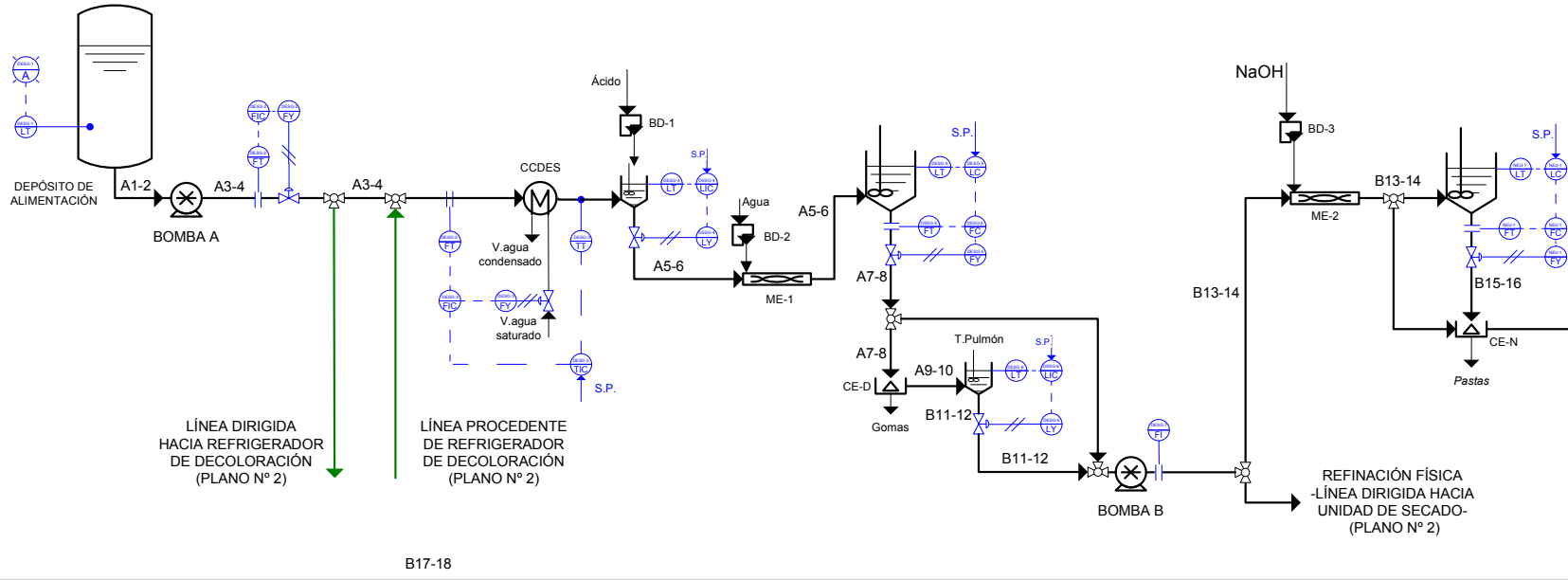
**PLANO N° 9: Economizador 2 de la Unidad de Desodorización**

**PLANO N° 10: Columna/Separador Gas-Líquido de la Unidad de Secado**

**PLANO N° 11: Desodorizador Falling-Film de la Unidad de Desodorización**

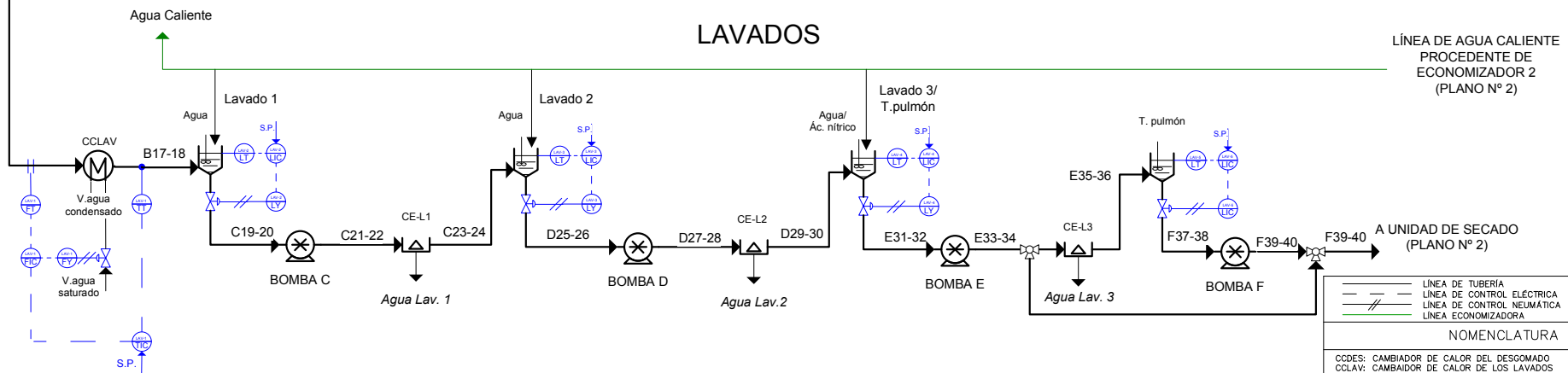
## DESGOMADO

## NEUTRALIZACIÓN



B17-18

## LAVADOS



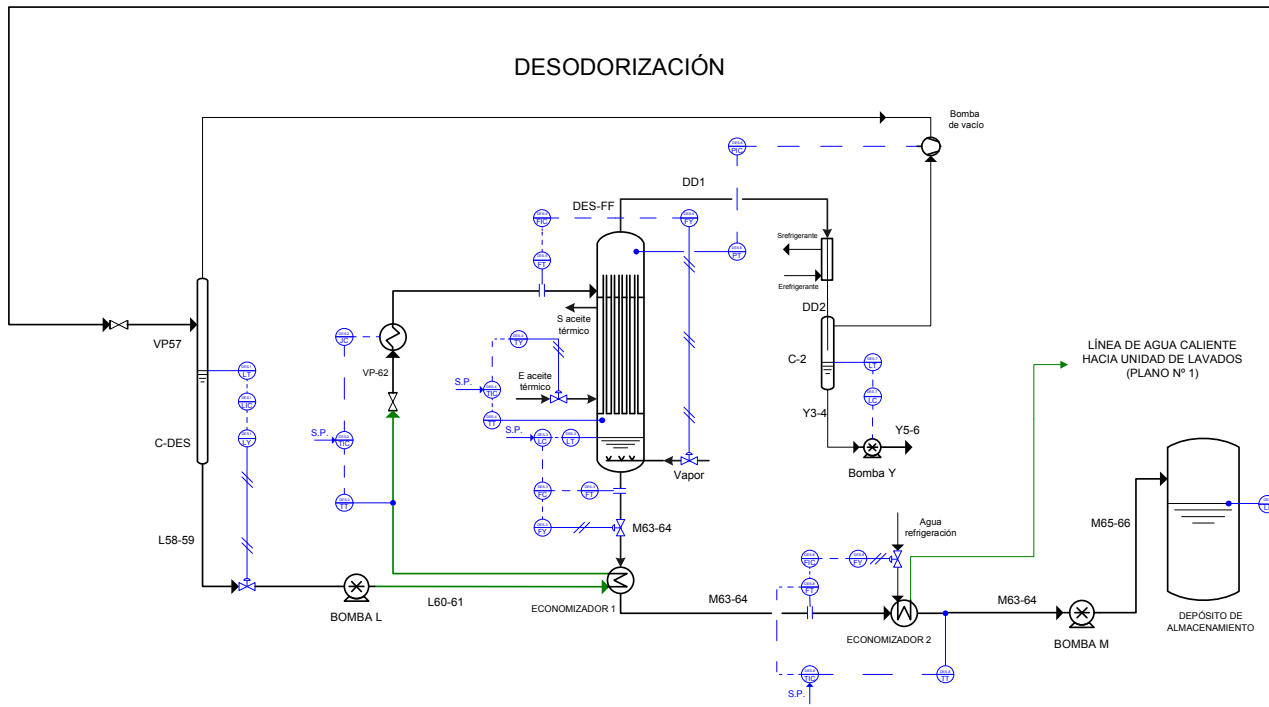
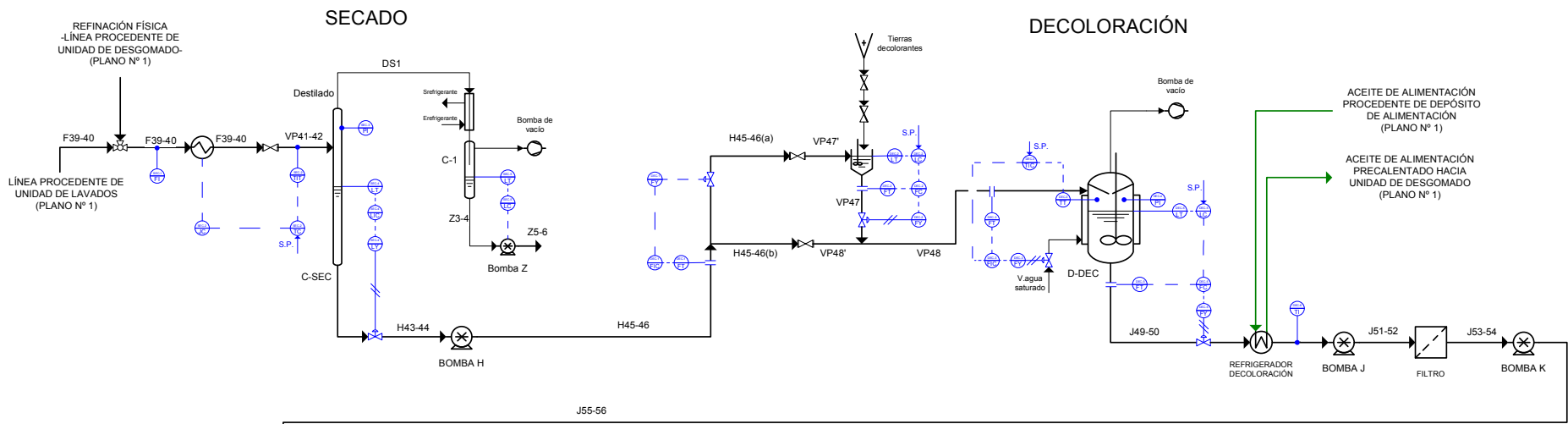
	LÍNEA DE TUBERÍA
	LÍNEA DE CONTROL ELÉCTRICA
	LÍNEA DE CONTROL NEUMÁTICA
	LÍNEA ECONOMIZADORA

NOMENCLATURA	
CCDES:	CAMBIADOR DE CALOR DEL DESGOMADO
CCLAV:	CAMBIADOR DE CALOR DE LOS LAVADOS
BD-1:	BOMBA DOSIFICADORA DE ÁCIDO
BD-2:	BOMBA DOSIFICADORA DE AGUA
BD-3:	BOMBA DOSIFICADORA DE HIDRÓXIDO SÓDICO
ME-1:	MEZCLADOR ESTÁTICO DEL DESGOMADO
ME-2:	MEZCLADOR ESTÁTICO DE LA NEUTRALIZACIÓN
CE-D:	CENTRÍFUGA DESGOMADO
CE-N:	CENTRÍFUGA NEUTRALIZACIÓN
CE-L1:	CENTRÍFUGA LAVADO 1
CE-L2:	CENTRÍFUGA LAVADO 2
CE-L3:	CENTRÍFUGA LAVADO 3

REALIZADO POR:	PILAR BLANCO RODRÍGUEZ
FECHA:	04/06/2007
FIRMA:	

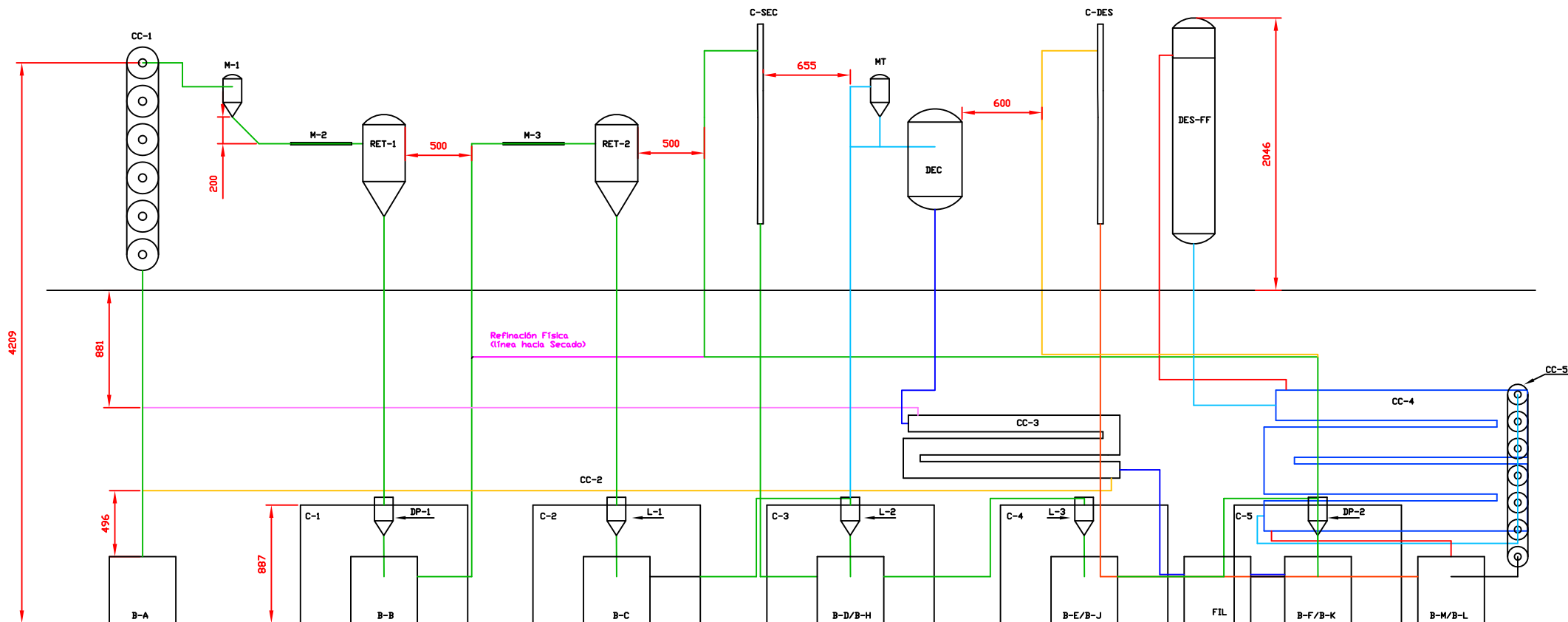
PLANO N°:	1
ESCALA:	S/E

DIAGRAMA DE CONTROL E INSTRUMENTACIÓN



—	LÍNEA DE TUBERÍA
- - -	LÍNEA DE CONTROL ELÉCTRICA
—/—	LÍNEA DE CONTROL NEUMÁTICA
— —	LÍNEA ECONOMIZADORA
<b>NOMENCLATURA</b>	
C-SEC: COLUMNA DE SECADO	
C-1: CONDENSADOR DE VAPORES DEL SECADO	
C-2: CONDENSADOR DE VAPORES DE LA DESODORIZACIÓN	
D-DEC: DEPÓSITO DE DECOLORACIÓN	
C-DES: COLUMNA DE DESAIREACIÓN	
DES-FF: EQUIPO DE DESODORIZACIÓN FALLING-FILM	

REALIZADO POR:	PILAR BLANCO RODRÍGUEZ	PLANO N°: 2	DIAGRAMA DE CONTROL E INSTRUMENTACIÓN
FECHA:	04/06/2007		
FIRMA:		ESCALA: S/E	



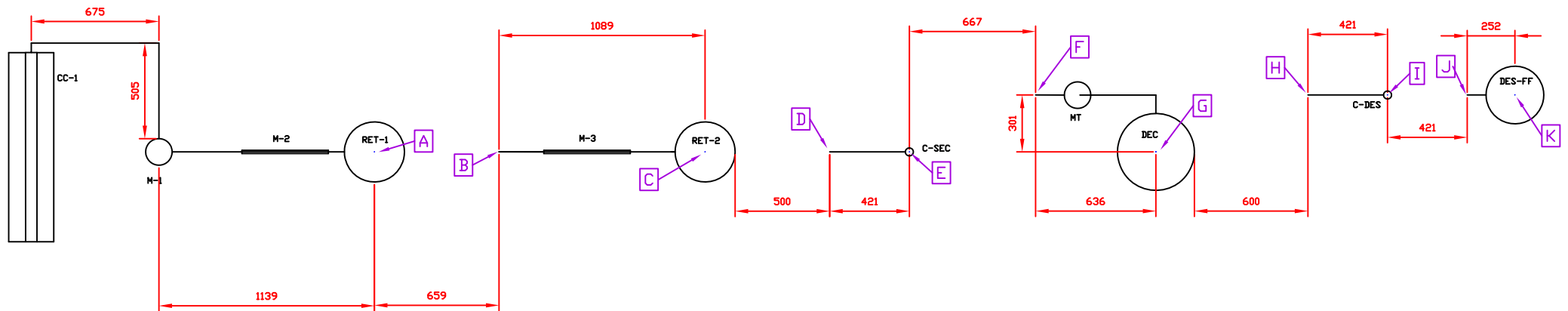
**NOMENCLATURA**

<p>B-A: BOMBA A          B-B: BOMBA B          B-C: BOMBA C          B-D/B-H: BOMBA D Y DETRÁS BOMBA H          B-E/B-J: BOMBA E Y DETRÁS BOMBA J          B-F/B-K: BOMBA F Y DETRÁS BOMBA K          B-L: BOMBA L</p> <p>M-1: MEZCLADOR DE TIERRAS ADSORBENTES PARA LA DECOLORACIÓN          M-2: MEZCLADOR ESTÁTICO DE AGUA (DESOMADO)          M-3: MEZCLADOR ESTÁTICO DE HIDROXIDO SÓDICO (NEUTRALIZACIÓN)</p> <p>RET-1: DEPÓSITO DE RETENCIÓN DE LA ETAPA DE DESOMADO          RET-2: DEPÓSITO DE RETENCIÓN DE LA ETAPA DE NEUTRALIZACIÓN</p> <p>CC-1: INTERCAMBIADOR DE CALOR DE LA ETAPA DE DESOMADO          CC-2: INTERCAMBIADOR DE CALOR DE LA ETAPA DE LAVADOS (VER PLANO 4 DE LA PLANTA BAJA)          CC-3: REFRIGERADOR DE LA ETAPA DE DECOLORACIÓN          CC-4: ECONÓMIZADOR 1 (DESODORIZACIÓN)          CC-5: ECONÓMIZADOR 2 (DESODORIZACIÓN)</p>	<p>C-DES: COLUMNA DE DESAIREACIÓN          C-SEC: COLUMNA DE SECADO</p> <p>DEC: DECOLORADOR          DES-FF: DESODORIZADOR</p> <p>DP-1: DEPÓSITO PULMÓN 1          DP-2: DEPÓSITO PULMÓN 2</p> <p>L-1: LAVADOR 1          L-2: LAVADOR 2          L-3: LAVADOR 3</p> <p>FIL: FILTRO</p>
---	---

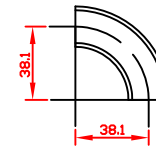
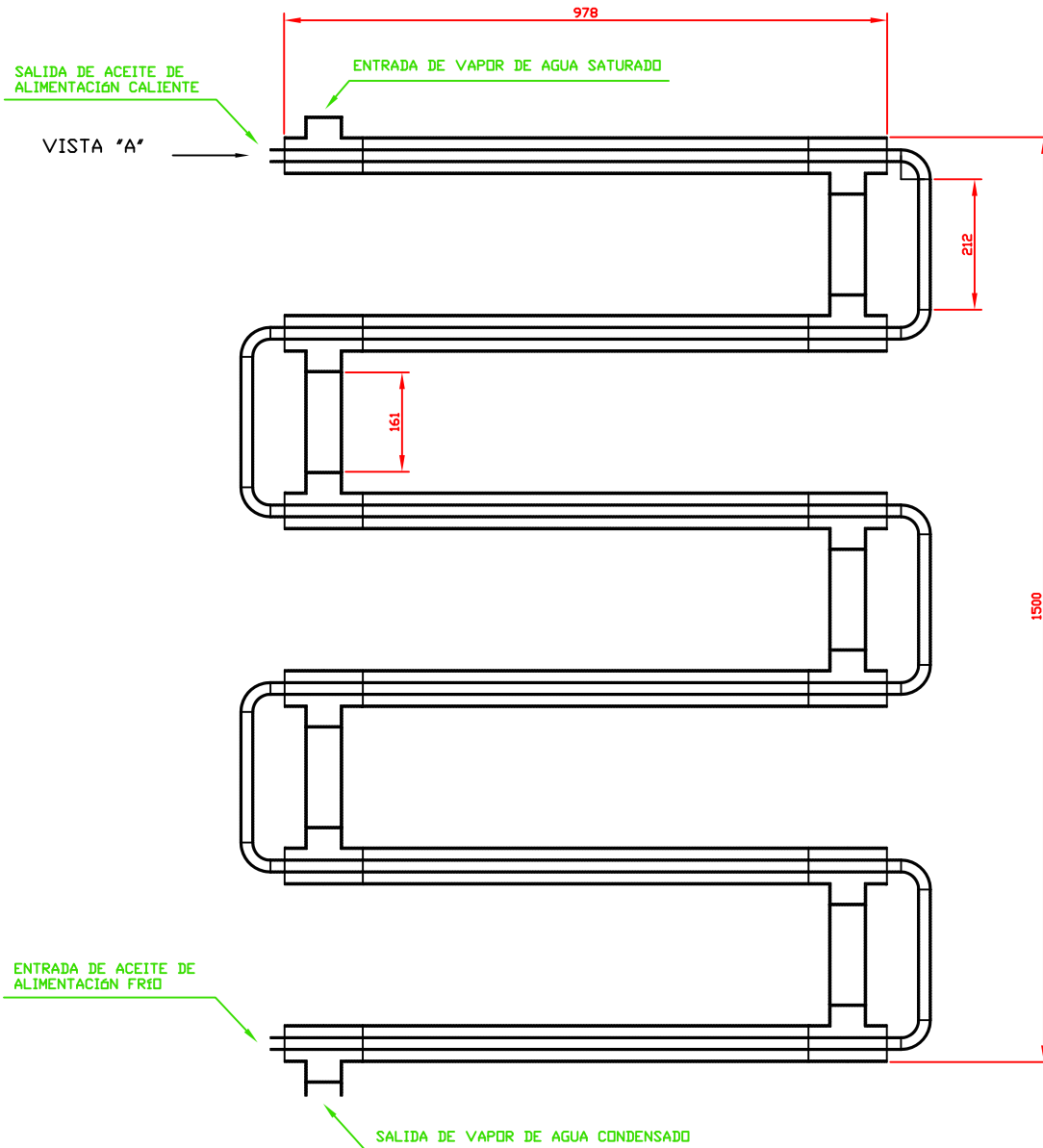
REALIZADO POR:	PILAR BLANCO RODRÍGUEZ	PLANO N°:	ALZADO DE LA PLANTA PILOTO
FECHA:	04/06/2007	3	
FIRMA:		ESCALA: 1:32	



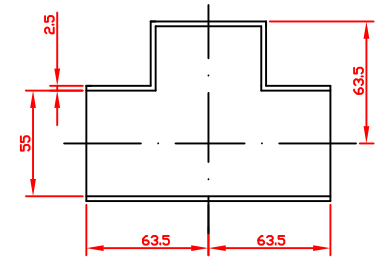




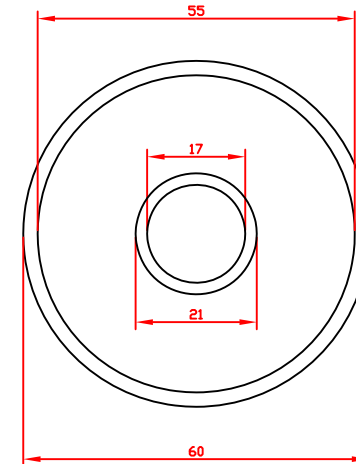
NOTAS GENERALES		NOMENCLATURA	
<p>1.- EN ESTE PLANO SE HAN REPRESENTADO LOS ELEMENTOS MAS IMPORTANTES SITIOS EN LA PLANTA SUPERIOR, OBTIENDO LOS AUXILIARES (BOMBAS DOSIFICADORAS DE LAS ETAPAS DE DESGOMADO Y NEUTRALIZACION, COMBIBANDORES Y SUS RECIPIENTES DE LAS ETAPAS DE SECADO Y DESODORIZACION, DOSIFICADOR DE SOLIDOS DE LA ETAPA DE DECOLORACION, BOMBAS DE VACIO).</p>		<p>A: PUNTO DE DESCENSO HACIA CENTRIFUGA DE LA ETAPA DE DESGOMADO            B: PUNTO DE ASCENSO A LA ETAPA DE NEUTRALIZACION            C: PUNTO DE DESCENSO HACIA CENTRIFUGA DE LA ETAPA DE NEUTRALIZACION            D: PUNTO DE ASCENSO A LA ETAPA DE SECADO            E: PUNTO DE DESCENSO HACIA LA BOMBA H (VER PLANO PLANTA BAJA)            F: PUNTO DE ASCENSO A LA ETAPA DE DECOLORACION            G: PUNTO DE DESCENSO HACIA EL FILTRO            H: PUNTO DE ASCENSO HACIA LA COLUMNA DE DESAIREACION (DESODORIZACION)            I: PUNTO DE DESCENSO HACIA ECONOIZADOR 1            J: PUNTO DE ASCENSO HACIA EQUIPO DESODORIZADOR            K: PUNTO DE DESCENSO HACIA ECONOIZADOR 2</p> <p>CC-1: INTERCAMBIADOR DE CALOR DE LA ETAPA DE DESGOMADO            C-SEC: COLUMNA DE SECADO            C-DES: COLUMNA DE DESAIREACION            DEC: DECOLORADOR            DES-FF: DESODORIZADOR            H: MEZCLADOR DE ACIDO (DESGOMADO)            I: MEZCLADOR ESTATICO DE AGUA (DESGOMADO)            J: MEZCLADOR ESTATICO DE HIBRIDO SODICO (NEUTRALIZACION)            MT: MEZCLADOR DE TIERRAS ADSORBENTES PARA LA DECOLORACION            RET-1: DEPÓSITO DE RETENCIÓN DE LA ETAPA DE DESGOMADO            RET-2: DEPÓSITO DE RETENCIÓN DE LA ETAPA DE NEUTRALIZACION</p>	
REALIZADO POR:	PILAR BLANCO RODRÍGUEZ	PLANO N°:	PLANO DE LA PLANTA SUPERIOR
FECHA:	04/06/2007	5	
FIRMA:		ESCALA: 1:23	



CODO DE 90°  
ESCALA 1:3

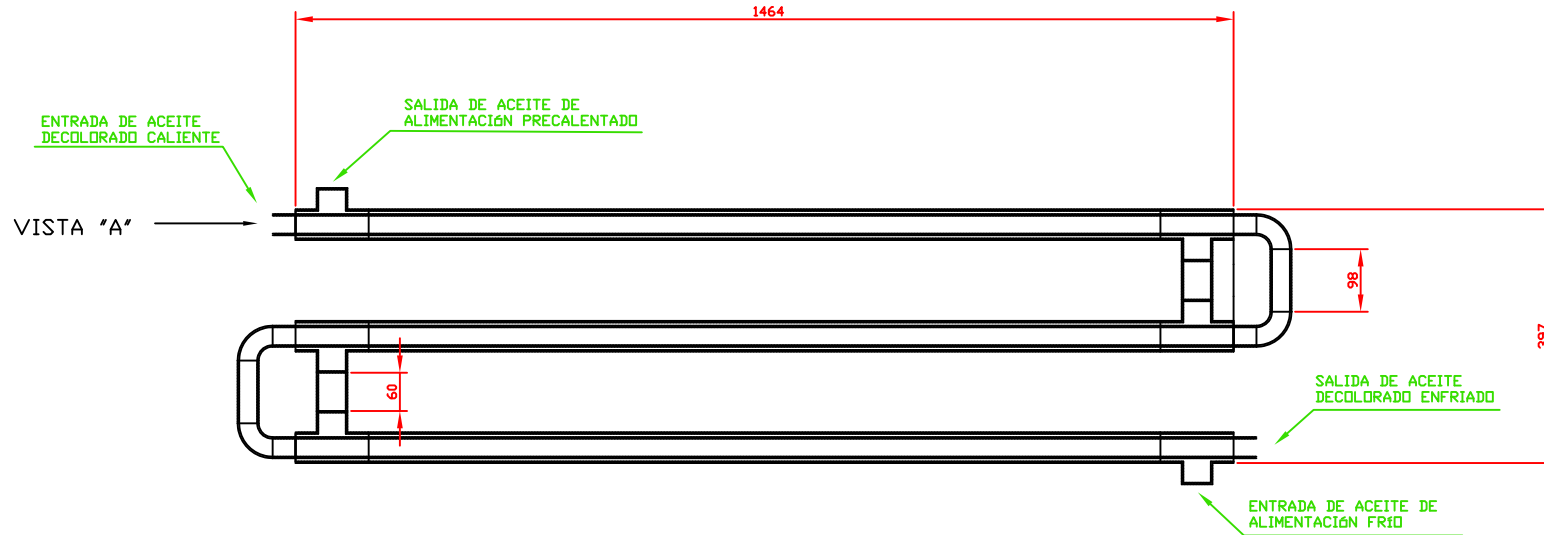


TE RECTA  
ESCALA 1:3

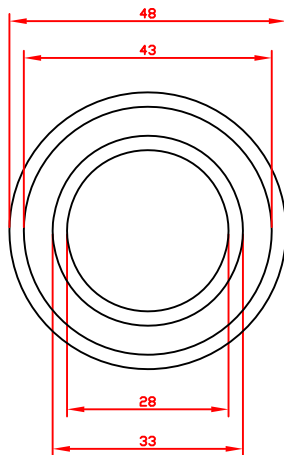


VISTA "A"  
ESCALA 1:1

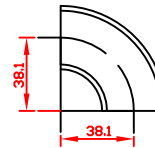
NOTAS GENERALES		DATOS DE DISEÑO	
1.- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM. 2.- EL INTERCAMBIADOR DE CALOR SERÁ INSTALADO SOBRE UNA ESTRUCTURA METÁLICA.		FLUIDO EXTERIOR: VAPOR DE AGUA SATURADO (10 BAR) AISLAMIENTO: PREFORMADO DE FIBRA DE VIDRIO, ESPESOR 89 mm MATERIAL: ACERO INOXIDABLE 316	
REALIZADO POR:	PILAR BLANCO RODRÍGUEZ	PLANO N°:	CAMBIADOR DE CALOR DE LA UNIDAD DE DESGOMADO
FECHA:	04/06/2007	6	
FIRMA:		ESCALA: 1:9	



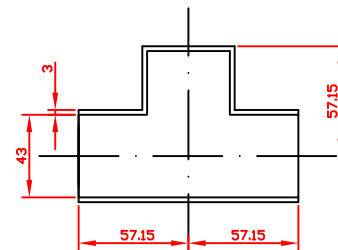
ALZADO



VISTA "A"  
ESCALA 1:1

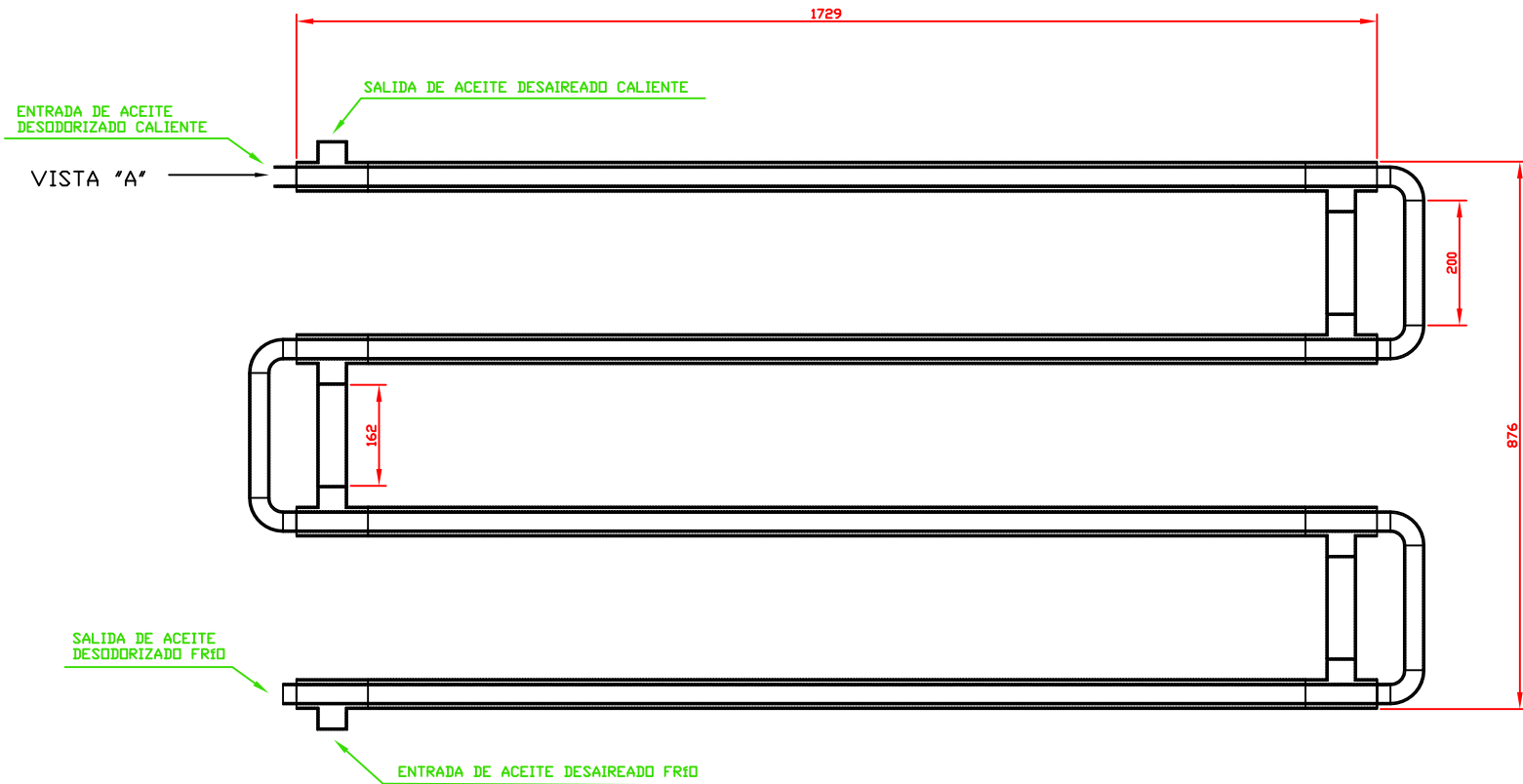


CODO DE 90°  
ESCALA 1:3

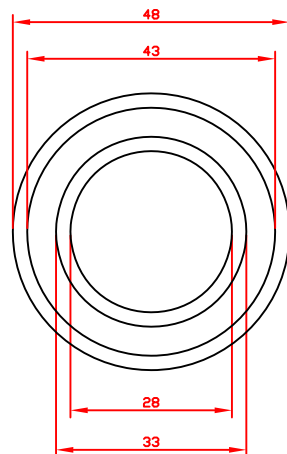


TE RECTA  
ESCALA 1:3

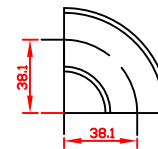
NOTAS GENERALES		DATOS DE DISEÑO	
1.- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM. 2.- EL INTERCAMBIADOR DE CALOR SERÁ INSTALADO SOBRE UNA ESTRUCTURA METÁLICA.		FLUIDO EXTERIOR: ACEITE CRUDO DE ALIMENTACIÓN AISLAMIENTO: PREFORMADO DE FIBRA DE VIDRIO, ESPESOR 38 mm MATERIAL: ACERO INOXIDABLE 316	
REALIZADO POR:	PILAR BLANCO RODRÍGUEZ	PLANO N°:	REFRIGERADOR DE LA UNIDAD DE DECOLORACIÓN
FECHA:	04/06/2007	7	
FIRMA:		ESCALA: 1:9	



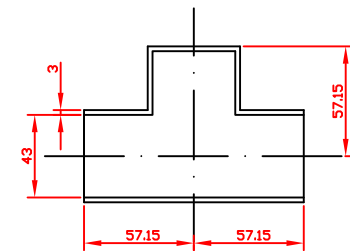
ALZADO



VISTA "A"  
ESCALA 1:1

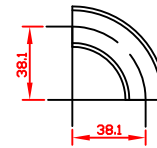
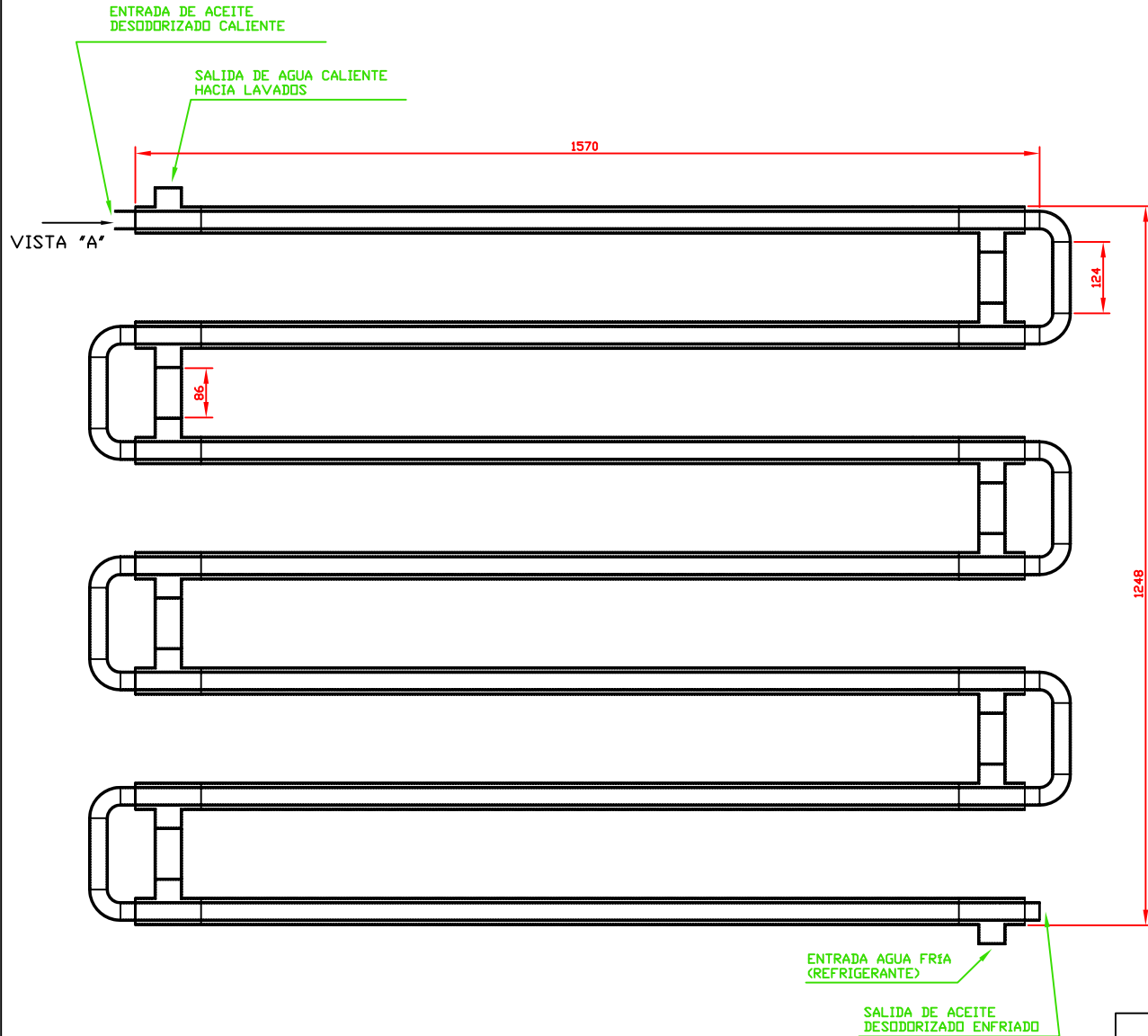


CODO DE 90°  
ESCALA 1:3

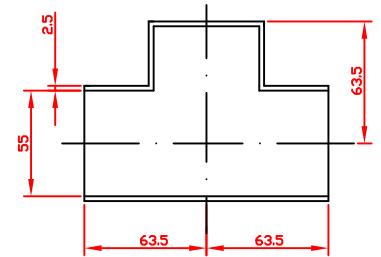


TE RECTA  
ESCALA 1:3

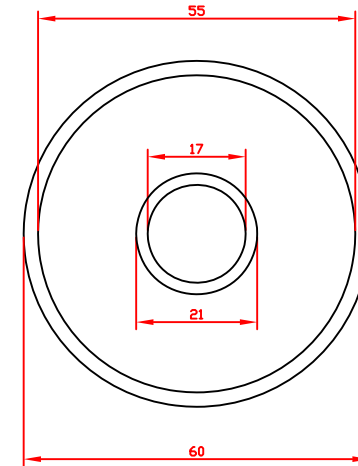
NOTAS GENERALES		DATOS DE DISEÑO	
1.- CUANDO NO SE EXPRESEN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM. 2.- EL INTERCAMBIADOR DE CALOR SERÁ INSTALADO SOBRE UNA ESTRUCTURA METÁLICA.		FLUIDO EXTERIOR: ACEITE A DESODORIZAR FLUIDO INTERIOR: ACEITE DESODORIZADO AISLAMIENTO: PREFORMADO DE FIBRA DE VIDRIO, ESPESOR 89 mm MATERIAL: ACERO INOXIDABLE 316	
REALIZADO POR:	PILAR BLANCO RODRÍGUEZ	PLANO N°:	ECONOMIZADOR 1 DE LA UNIDAD DE DESODORIZACIÓN
FECHA:	04/06/2007	8	
FIRMA:		ESCALA:	



CODO DE 90°  
ESCALA 1:3

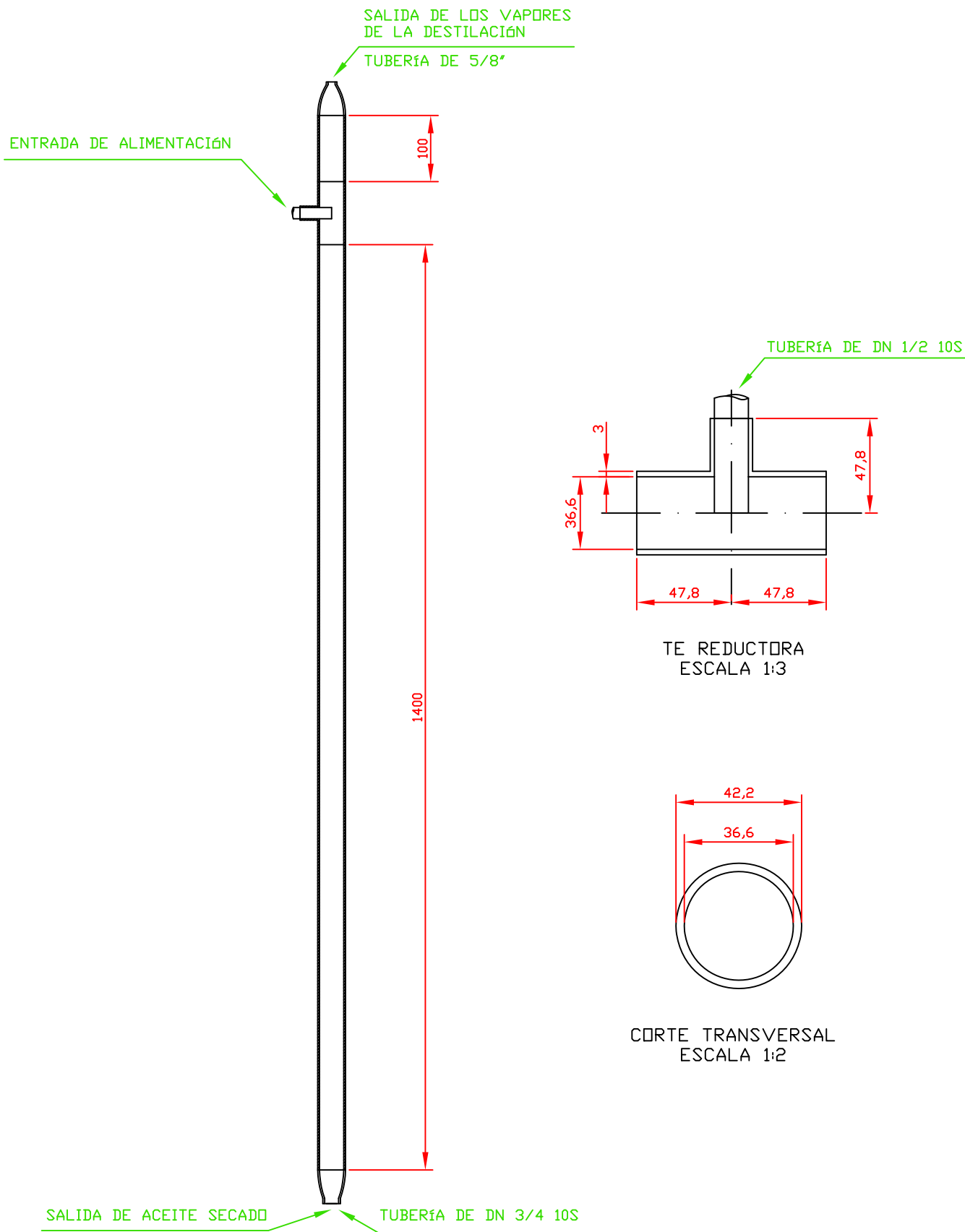


TE RECTA  
ESCALA 1:3

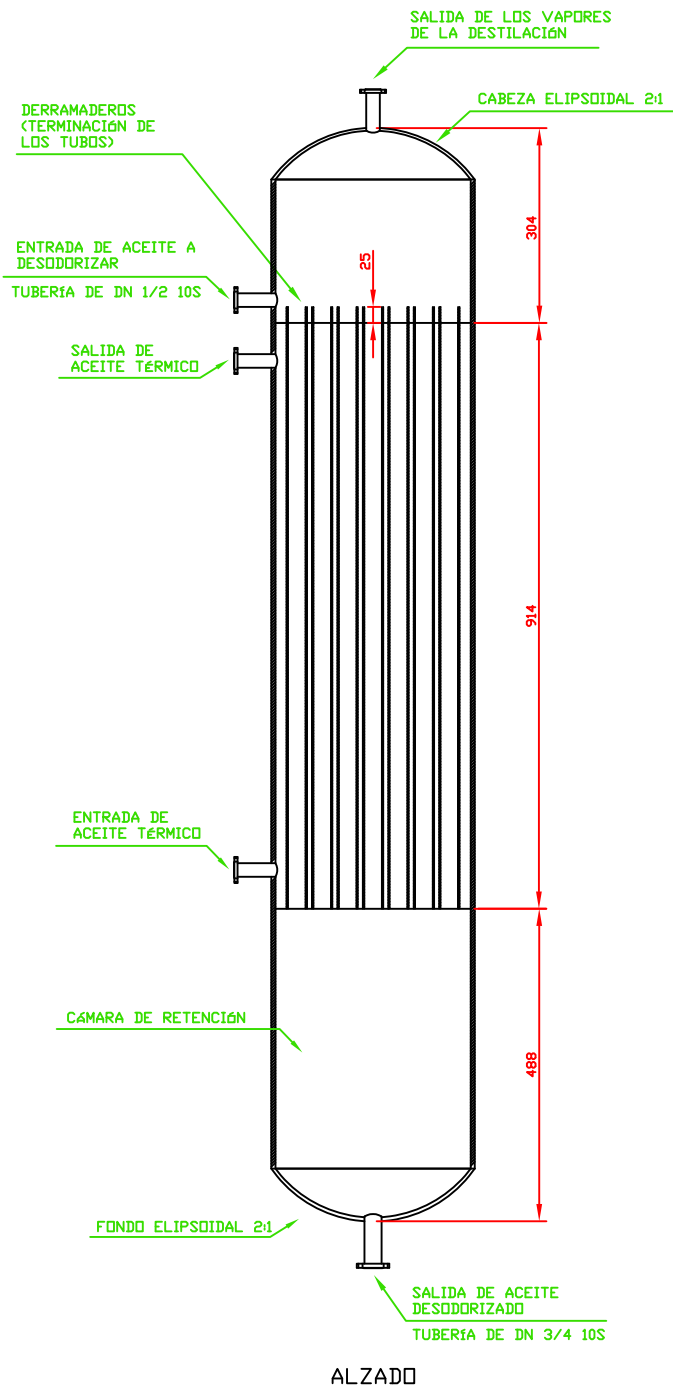


VISTA "A"  
ESCALA 1:1

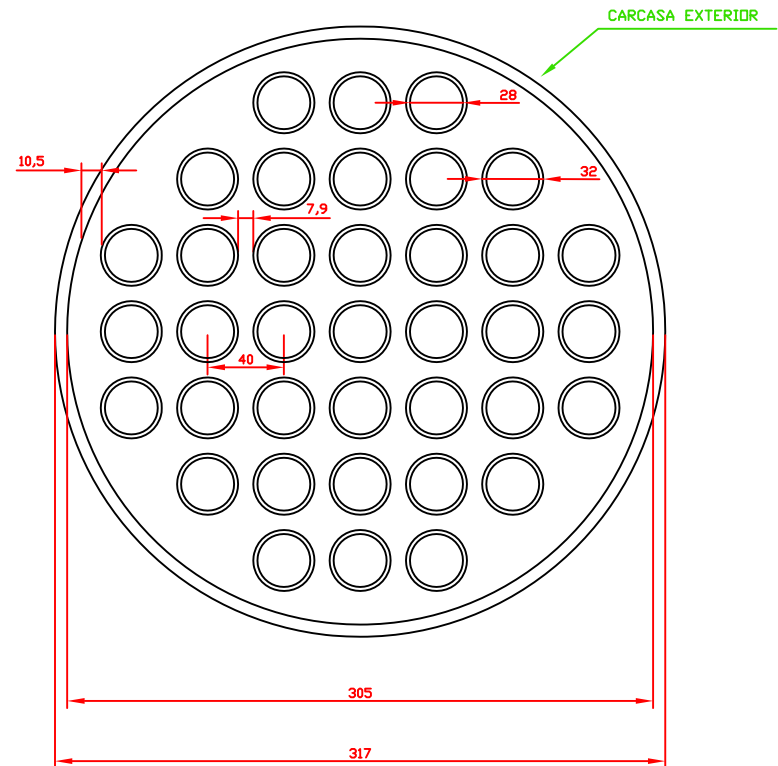
NOTAS GENERALES		DATOS DE DISEÑO	
1.- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM. 2.- EL INTERCAMBIADOR DE CALOR SERÁ INSTALADO SOBRE UNA ESTRUCTURA METÁLICA.		FLUIDO EXTERIOR: AGUA DE REFRIGERACIÓN (15 °C) AISLAMIENTO: PREFORMADO DE FIBRA DE VIDRIO, ESPESOR 51 mm MATERIAL: ACERO INOXIDABLE 316	
REALIZADO POR:	PILAR BLANCO RODRÍGUEZ	PLANO N°:	ECONOMIZADOR 2 DE LA UNIDAD DE DESODORIZACIÓN
FECHA:	04/06/2007	9	
FIRMA:		ESCALA: 1:9	



NOTAS GENERALES		DATOS DE DISEÑO	
1.- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM. 2.- LA TUBERÍA DE ENTRADA DE LA ALIMENTACIÓN ENTRARÁ HASTA LA MITAD DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA PARA SERVIR DE ELEMENTO FRENO DEL FLUIDO Y PRODUCIR UNA PRIMERA SEPARACIÓN POR DISMINUCIÓN DE SU CANTIDAD DE MOVIMIENTO.		AISLAMIENTO: PREFORMADO DE FIBRA DE VIDRIO, ESPESOR 64 mm MATERIAL: ACERO INOXIDABLE 316	
REALIZADO POR:	PILAR BLANCO RODRÍGUEZ	PLANO N°: 10	COLUMNA/SEPARADOR GAS-LÍQUIDO DE LA UNIDAD DE SECADO
FECHA:	04/06/2007		
FIRMA:		ESCALA: 1:9	



ALZADO



CORTE TRANSVERSAL  
ESCALA 1:3

NOTAS GENERALES		DATOS DE DISEÑO	
1.- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM. 2.- EL EQUIPO IRÁ SOPORTADO POR PATAS, CUYO TIPO Y DISEÑO VENDRÁN DADOS POR EL FABRICANTE SEGUN EL PESO TOTAL DEL EQUIPO.		PRESIÓN DE DISEÑO: 15 Kg/cm <sup>2</sup> DE PRESIÓN EXTERNA AISLAMIENTO: COLCHA DE FIBRA DE VIDRIO, ESPESOR 152 mm MATERIAL: ACERO INOXIDABLE 316	
REALIZADO POR:	PILAR BLANCO RODRÍGUEZ	PLANO N°:	DESODORIZADOR FALLING-FILM DE LA UNIDAD DE DESODORIZACIÓN
FECHA:	04/06/2007	11	
FIRMA:		ESCALA: 1:9	

**DISEÑO DE UNA PLANTA  
PILOTO DE REFINACIÓN DE  
ACEITES VEGETALES**

**VOLUMEN II**



**DOCUMENTO BÁSICO:**

**ANEXOS**

## ÍNDICE DE LOS ANEXOS

<b>ANEXO I: CÁLCULO DE PROPIEDADES.....</b>	<b>5</b>
<b>1. Introducción .....</b>	<b>6</b>
<b>2. Propiedades del aceite .....</b>	<b>6</b>
2.1. Composición del aceite .....	6
2.2. Densidad del aceite .....	7
2.3. Viscosidad del aceite.....	8
2.4. Conductividad térmica del aceite.....	9
2.5. Calor específico del aceite .....	10
2.6. Presión de vapor de los ácidos grasos libres y triglicéridos.....	11
2.7. Cálculos particulares para el diseño del desodorizador .....	21
2.7.1. Calor latente de vaporización del aceite .....	21
2.7.2. Viscosidad del vapor formado en el desodorizador.....	24
2.7.3. Densidad del vapor formado en el desodorizador .....	27
<b>3. Propiedades del vapor de agua saturado y del agua líquida .....</b>	<b>28</b>
3.1. Presión y Temperatura del vapor saturado .....	28
3.2. Calor específico del agua.....	29
3.3. Calor latente de condensación del vapor de agua.....	30
3.4. Densidad del agua.....	31
3.5. Conductividad térmica del agua .....	32
3.6. Viscosidad del agua .....	33
<b>4. Propiedades del aceite térmico Therminol® 66.....</b>	<b>35</b>
<b>ANEXO II: CÁLCULOS PARA EL DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE LAS ETAPAS DEL PROCESO .....</b>	<b>37</b>
<b>1. Cálculo de las pérdidas durante el proceso y del caudal inicial .....</b>	<b>38</b>
<b>2. Desgomado .....</b>	<b>41</b>
2.1. Balances de Materia en el Desgomado.....	41
2.2. Cálculos de diseño en el Desgomado.....	46
2.2.1. Cálculo del depósito de alimentación.....	46
2.2.2. Cálculo del intercambiador de calor.....	54
2.2.3. Cálculo del recipiente mezclador de ácido fosfórico .....	70
2.2.4. Cálculo para la selección del mezclador estático .....	79

2.2.5. Cálculo del depósito de retención del Desgomado.....	81
2.2.6. Cálculo del depósito pulmón 1.....	89
3. Neutralización .....	93
3.1. Estudio cinético .....	93
3.2. Balances de Materia en la Neutralización .....	101
3.3. Cálculos de diseño en la Neutralización .....	109
3.2.1. Cálculo para la selección del mezclador estático .....	110
3.2.2. Cálculo del depósito de retención de la Neutralización.....	112
4. Lavados.....	120
4.1. Balances de Materia en los Lavados .....	120
4.2. Cálculos de diseño en los Lavados .....	124
4.2.1. Cálculo del intercambiador de calor.....	124
4.2.2. Cálculo de los recipientes de Lavado .....	135
4.2.3. Cálculo del depósito pulmón 2.....	138
5. Secado .....	142
5.1. Destilación flash en el Secado .....	144
5.2. Balances de Materia en el Secado .....	155
5.3. Cálculos de diseño en el Secado.....	157
5.3.1. Cálculo de la potencia de la resistencia eléctrica .....	158
5.3.2. Diseño y dimensionamiento del separador gas-líquido.....	159
5.3.3. Diseño y dimensionamiento del condensador del vapor .....	172
5.3.4. Diseño y dimensionamiento del recipiente para el condensado .....	184
6. Decoloración.....	186
6.1. Cálculos de adsorción para la dosificación de tierras decolorantes.....	186
6.2. Balances de Materia en la Decoloración.....	188
6.3. Cálculos de diseño en la Decoloración .....	193
6.3.1. Cálculo del recipiente mezclador de tierras .....	193
6.3.2. Cálculo del depósito de decoloración .....	199
6.3.3. Diseño y dimensionamiento del refrigerante.....	213
7. Desodorización .....	223
7.1. Cálculos para la Destilación de los ácidos grasos .....	223
7.2. Balances de Materia en la Desodorización .....	245
7.3. Cálculos de diseño en la Desodorización .....	250
7.3.1. Cálculo y diseño del desaireador .....	250

7.3.2. Cálculo y diseño del equipo desodorizador .....	250
7.3.3. Cálculo y diseño del economizador 1 .....	268
7.3.4. Cálculo de la potencia de la resistencia eléctrica .....	277
7.3.5. Diseño y dimensionamiento del condensador del vapor .....	278
7.3.6. Diseño y dimensionamiento del recipiente del condensado .....	287
7.3.7. Cálculo y diseño del economizador 2 .....	287
7.3.8. Cálculo y diseño del depósito de almacenamiento .....	295
8. Cálculo de bombas y tuberías.....	296
8.1. Cálculo de tuberías .....	296
8.2. Cálculo de bombas.....	333

**ANEXO III: OTROS ESTUDIOS APLICABLES AL PRESENTE PROYECTO**

.....	375
1. Estudio Ambiental .....	376
2. Seguridad Laboral y Protección contra Incendios .....	379

## **ANEXO I: CÁLCULO DE PROPIEDADES**

## 1. Introducción

Para poder llevar a cabo los cálculos en las distintas etapas que componen la planta piloto de refinación de aceites vegetales, objeto de este Proyecto, es necesario conocer las propiedades de los fluidos implicados, por lo que se procederá al cálculo y/o exposición de las mismas.

## 2. Propiedades del aceite

Debido a la dificultad para encontrar datos de propiedades del aceite de oliva de orujo (“aceite problema”), se ha decidido asemejar sus propiedades a las del aceite de oliva, las cuales son mucho más accesibles. No obstante, esta cuestión no tiene demasiada importancia por dos razones: la primera es que las propiedades de la mayoría de los aceites son muy parecidas entre sí, pudiendo tomar las de un tipo de manera general; la segunda es que, a pesar de haber tomado como aceite problema el indicado, la planta se ha diseñado con el objetivo de refinar cualquier tipo de aceite, lo cual supone la aceptación de un cierto margen en el valor de las propiedades.

### 2.1. Composición del aceite

Es importante partir de una composición determinada de un aceite tipo para diseñar ciertos equipos. En este caso, la composición seleccionada ha sido la siguiente:

COMPOSICIÓN DE LA ALIMENTACIÓN	
Compuesto	%
Fosfátidos	0,6
AGL	10
Ceras	0,06
Humedad/Agua	0,27
Pigmentos	0,2
Volátiles	0,2

Mat. Insaponificable	1,5
Triglicéridos	87,17

La composición de los AGL es la siguiente:

COMPOSICIÓN DE AGL	
Compuesto	%
Ácido Palmitoleico (PO)	0,6
Ácido Palmítico (P)	9
Ácido Linolénico (Ln)	0,7
Ácido Linoleico (Li)	6,3
Ácido Oleico (O)	80,3
Ácido Esteárico (S)	2,7
Ácido Araquídico (A)	0,4

Por otro lado, la composición de los TGL es la siguiente:

COMPOSICIÓN DE TRIGLICÉRIDOS	
Compuesto	%
POLi	7,4
POO	23,1
OOLi	8,5
OOO	54,6
SOO	6,4

## 2.2. Densidad del aceite

Obviamente, la densidad de todos los aceites no es la misma, pero sí se puede afirmar que su valor en la mayoría de ellos a temperatura ambiente ronda los 900 Kg/m<sup>3</sup>. Sin embargo, es necesario tener en cuenta los cambios de densidad debidos a la

variación de temperatura, que durante el proceso son importantes. Por ello, y de manera general, se tomará una expresión para determinar la densidad en función de la temperatura del aceite de oliva<sup>1</sup>. Esta expresión es la siguiente:

$$\rho = (0,9152 - 0,000468 \cdot T) \cdot 1000$$

donde  $\rho$  (densidad) viene dada en  $\text{Kg/m}^3$  y  $T$  (temperatura) en  $^{\circ}\text{C}$ .

El valor concreto de la densidad del aceite se indicará en todos los cálculos en los que sea necesario, indicando sólo la temperatura a la que se ha calculado.

### 2.3. Viscosidad del aceite

En el caso de esta propiedad, se han encontrado valores discretos de viscosidad del aceite de oliva a determinadas temperaturas.

Viscosidad (cP)	Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )
138,0	10
84,0	20
36,3	40
12,4	70

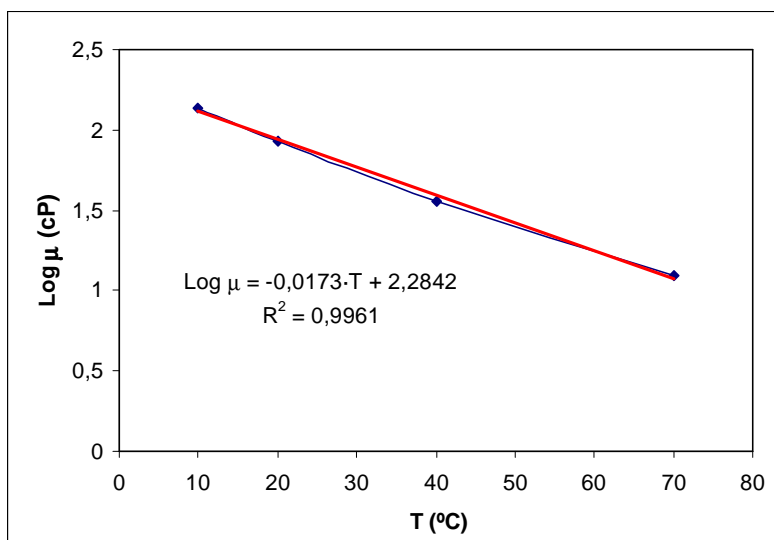
Tabla AI-1 Datos de viscosidad del aceite de oliva según la temperatura<sup>2</sup>

Pues bien, realizando una representación gráfica del logaritmo de la viscosidad frente a la temperatura, se obtuvo una relación lineal entre ambas propiedades:

<sup>1</sup> "The solubility of oxygen and ozone in liquids", R.Battino, T.R. Rettich, T. Tominaga, Department of Chemistry, Wright State University, Dayton, Ohio

<sup>2</sup> "Handbook of Chemistry and Physics", Charles D. Hodgman, M.S. et al., Thirty-fifth Edition, 1954.





Por tanto, para el cálculo de la viscosidad del aceite, se tomará como ecuación válida la obtenida en la representación anterior, es decir:

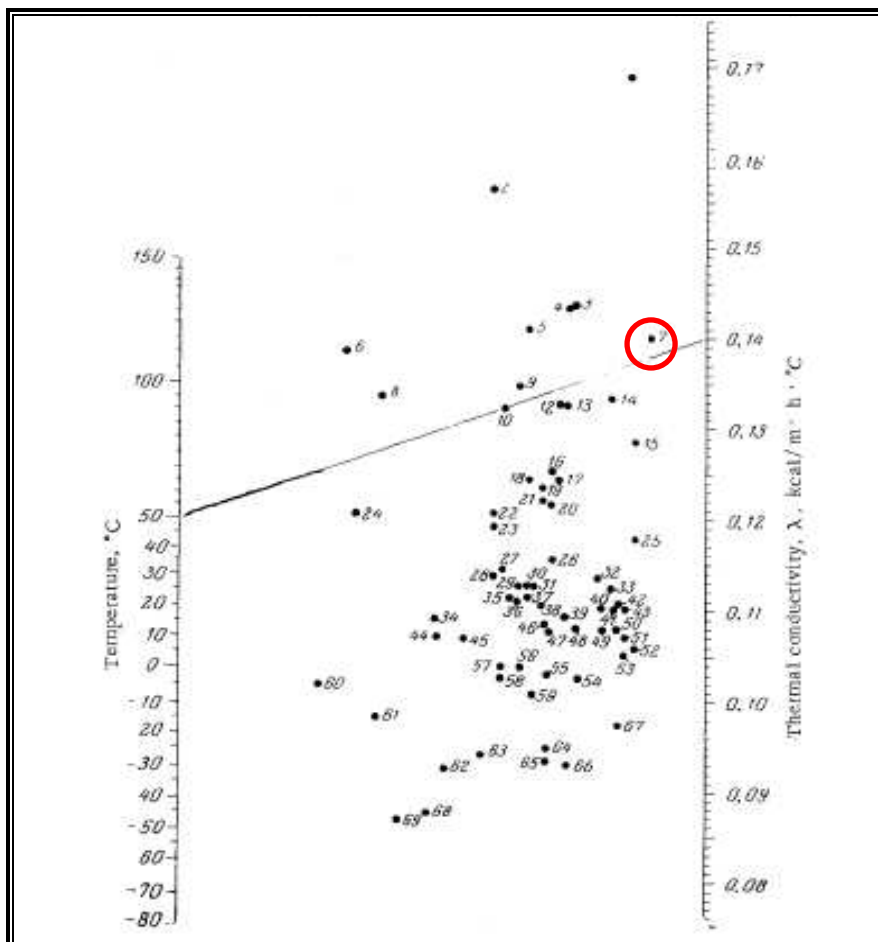
$$\text{Log} \mu = -0,0173 \cdot T + 2,2842$$

donde  $\mu$  (viscosidad) viene dada en cP ( $1\text{cP} = 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ) y T (temperatura) en °C.

El valor concreto de la viscosidad del aceite se indicará en todos aquellos cálculos en los que sea necesario, indicando sólo la temperatura a la que se ha calculado.

## 2.4. Conductividad térmica del aceite

La conductividad térmica del aceite de oliva se ha podido estimar gracias a un nomograma que relaciona temperatura y conductividad térmica de un conjunto de compuestos y sustancias. En esta representación gráfica, sabiendo una variable, se puede conocer la otra uniendo la primera con un punto por el que se caracteriza el compuesto o sustancia en cuestión. En dicho nomograma, que se adjunta a continuación, el aceite de oliva viene representado por el número 7.

Tabla AI-2 Nomograma para la conductividad térmica de líquidos<sup>1</sup>

El valor definitivo de la conductividad térmica se concretará en todos aquellos cálculos en los que sea necesario, indicando sólo la temperatura a la que se ha calculado.

## 2.5. Calor específico del aceite

El calor específico del aceite de oliva a temperatura ambiente es de  $C_{p_{aceite}} = 1970 \text{ J/Kg}\cdot^{\circ}\text{C}$ . Debido a la imposibilidad de encontrar valores a otras temperaturas, y sabiendo que su valor no varía significativamente con ella, se ha decidido tomar el valor indicado como aproximación en todos los casos en los que sea necesario,

<sup>1</sup> Kemerovskti Filial GIAP. Kemerovo Branch of the State Scientific Research and Planning Institute of the Nitrogen Industry and Organic Synthesis Products. Translated from Khimiya i Tekhnologiya Topliv i Masel, N 6, pp. 62-64, June, 1966

independientemente del valor de la temperatura, asumiendo, por supuesto, el posible error que se pueda cometer.

## 2.6. Presión de vapor de los ácidos grasos libres y triglicéridos

Es importante conocer las presiones de vapor de los AGL y TGL porque constituirán los datos de equilibrio en las etapas de Secado y Desodorización del aceite. Para ello, se ha recurrido al siguiente artículo: *Roberta Ceriani, Antonio J.A. Meirelles, "Predicting vapor-liquid equilibria of fatty systems", Fluid Phase Equilibria 215 (2004), 227-236*. El método que se propone en este trabajo para el cálculo de la presión de vapor de componentes grasos (ácidos, alcoholes, mono-, di- y triglicéridos, ésteres) está basado en el concepto de contribución de grupos, y se emplea para predecir el equilibrio líquido-vapor de una mezcla binaria o multicomponente.

La expresión por la cual se calcula la presión de vapor de estos compuestos es la siguiente:

$$\ln P_i^{zp} = \sum_k N_k \left( A_{1k} + \frac{B_{1k}}{T^{1.5}} - C_{1k} \ln T - D_{1k} T \right) + \left[ M_i \sum_k N_k \left( A_{2k} + \frac{B_{2k}}{T^{1.5}} - C_{2k} \ln T - D_{2k} T \right) \right] + Q$$

donde:

- 0.-  $P_i^{vp}$ : presión de vapor del componente i, (Pa).
- 1.- T: temperatura (K)
- 2.-  $N_k$ : Número de grupos k en la molécula.
- 3.-  $M_i$ : Peso molecular de la molécula (g/mol).
- 4.-  $A_{1k}, B_{1k}, C_{1k}, D_{1k}, A_{2k}, B_{2k}, C_{2k}, D_{2k}$ : parámetros obtenidos de la regresión de datos experimentales. Los valores de estos parámetros adquieren un valor según el grupo molecular del que se trate y vienen tabulados.
- 5.- k: representa los grupos del componente i.
- 6.- Q: es un factor de corrección, que viene expresado como:

$$Q = \xi_1 q + \xi_2$$

donde  $\xi_1$  y  $\xi_2$  dependen de cada tipo de componente, de manera que:

$$\xi_1 = f_o + N_c f_1 \quad \text{y} \quad \xi_2 = s_o + N_{cs} s_1$$

siendo  $f_o$ ,  $f_1$ ,  $s_o$  y  $s_1$  constantes optimizadas,  $N_c$  el número de carbonos en la molécula, y  $N_{cs}$  el número de carbonos de la parte alcohólica de un éster.

Por otro lado,  $q$  es una función de la temperatura, y se calcula como:

$$q = \alpha + \frac{\beta}{T^{1,5}} - \gamma \ln T - \delta T$$

donde  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\gamma$  y  $\delta$  son parámetros optimizados.

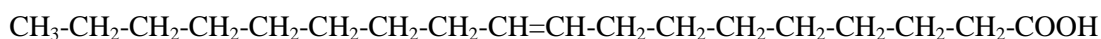
Los valores de todos los parámetros comentados se exponen en la siguiente tabla:

Grupo	A <sub>1k</sub>	B <sub>1k</sub>	C <sub>1k</sub>	D <sub>1k</sub>	A <sub>2k</sub>	B <sub>2k</sub>	C <sub>2k</sub>	D <sub>2k</sub>
CH <sub>3</sub>	-117,5	7232,3	-22,7939	0,0361	0,00338	-63,3963	-0,00106	0,000015
CH <sub>2</sub>	8,4816	-10987,8	1,4067	-0,00167	-0,00091	6,7157	0,000041	-0,00000126
COOH	8,0734	-20478,3	0,0359	-0,00207	0,00399	-63,9929	-0,00132	0,00001
CH <sub>-cis</sub>	2,4317	1410,3	0,7868	-0,004	0	0	0	0
CH <sub>-trans</sub>	1,843	526,5	0,6584	-0,00368	0	0	0	0
COO	7,116	49152,6	2,337	-0,00848	0,00279	10,0396	-0,00034	0,00000295
OH	28,4723	-16694	3,257	0	0,00485	0	0	0
CH <sub>2</sub> -CH-CH <sub>2</sub>	688,3	-349293	122,5	-0,1814	-0,00145	0	0	0
<b>Compuesto</b>	<b>f<sub>o</sub></b>	<b>f<sub>1</sub></b>	<b>s<sub>o</sub></b>	<b>s<sub>1</sub></b>				
Ésteres	0,2773	-0,00444	-0,4476	0,0751				
Acilglicéridos	0	0	0	0				
Ácidos grasos	0,001	0	0	0				
Alcoholes	0,7522	-0,0203	0	0				
<b>q</b>								
	<b>α</b>	<b>β</b>	<b>γ</b>	<b>δ</b>				
	3,4443	-499,3	0,6136	-0,00517				

A continuación, se mostrará un ejemplo de cálculo de la presión de vapor de un ácido graso, por ejemplo, el ácido oleico.

**Ejemplo:** Cálculo de la presión de vapor del ácido oleico a la temperatura de operación en la columna de secado ( $T^a = 100,79\text{ }^\circ\text{C}$ )

La molécula de ácido oleico (O) es la siguiente:



Primeramente, se realizará el recuento de cada uno de los grupos que forman la molécula:

Grupo	$N_k$
CH <sub>3</sub>	1
CH <sub>2</sub>	14
COOH	1
CH-cis	2

A continuación se detallarán los parámetros necesarios para el cálculo propuesto:

Parámetros	
$N_c$	18
$N_{cs}$	0
$\xi_1$ (ácido graso)	0,001
$\xi_2$ (ácido graso)	0
$q$ ( $T^a = 373,79\text{ K}$ )	1,673
$Q$	0,00167

Por tanto, sabiendo que el peso molecular del ácido oleico es  $P_{mO} = 282\text{ g/mol}$ , su presión de vapor a la temperatura indicada anteriormente, se calcula como sigue:

$$\ln P_O^{VP} = \{[1 \cdot (-117,5) + 14 \cdot (8,4816) + 1 \cdot (8,0734) + 2 \cdot (2,4317)] + 282 \cdot [1 \cdot (0,00338) + 14 \cdot (-0,00091) + 1 \cdot (0,00399) + 2 \cdot (0)]\} + \{[1 \cdot (7232,3) + 14 \cdot (-10987,8) + 1 \cdot (-20478,3) + 2 \cdot (1410,3)] + 282 \cdot [1 \cdot (-63,3963) + 14 \cdot (6,7157) + 1 \cdot (-63,9929) + 2 \cdot (0)]\} / (373,79)^{1,5} - \{[1 \cdot (-22,7939) + 14 \cdot (1,4067) + 1 \cdot (0,0359) + 2 \cdot (0,7868)] + 282 \cdot [1 \cdot (-0,00106) + 14 \cdot (0,000041) + 1 \cdot (-0,00132) + 2 \cdot (0)]\} \cdot \ln(373,79) - \{[1 \cdot (0,0361) + 14 \cdot (-0,00167) + 1 \cdot (-0,00207) + 2 \cdot (-0,004)] + 282 \cdot [1 \cdot (0,000015) + 14 \cdot (-0,00000126) + 1 \cdot (0,00001) + 2 \cdot (0)]\} \cdot (373,79) + 0,00167 \Rightarrow \ln P_i^{VP} = -1,28357$$

Luego:

$$P_O^{VP} (T^a 373,79 \text{ K}) = 0,277 \text{ Pa} = 2,77 \cdot 10^{-6} \text{ bar}$$

Una vez visto un ejemplo de cálculo de la presión de vapor mediante el método propuesto, se procederá a la exposición del recuento de grupos y de los parámetros  $N_c$ ,  $N_{cs}$ ,  $\xi_1$  y  $\xi_2$  de cada AGL y TGL considerado. El valor concreto de la presión de vapor de cada compuesto se indicará en los apartados en los que sea necesario, indicando la temperatura a la que se ha llevado a cabo el cálculo.

✓ *Ácido palmitoleico (Po)*

El peso molecular es  $P_m = 254 \text{ g/mol}$ . La fórmula molecular es la siguiente:



Grupo	$N_k$
CH <sub>3</sub>	1
CH <sub>2</sub>	12
COOH	1
CH-cis	2

Parámetros	
$N_c$	16
$N_{cs}$	0
$\xi_1$ (ácido graso)	0,001
$\xi_2$ (ácido graso)	0

✓ *Ácido palmítico (P)*

El peso molecular es  $P_m = 256$  g/mol. La fórmula molecular es la siguiente:



Grupo	$N_k$
CH <sub>3</sub>	1
CH <sub>2</sub>	14
COOH	1

Parámetros	
$N_c$	16
$N_{cs}$	0
$\xi_1$ (ácido graso)	0,001
$\xi_2$ (ácido graso)	0

✓ *Ácido linolénico (Ln)*

El peso molecular es  $P_m = 278$  g/mol. La fórmula molecular es la siguiente:

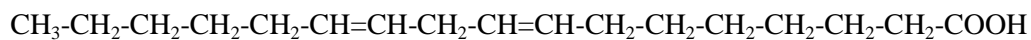


Grupo	$N_k$
CH <sub>3</sub>	1
CH <sub>2</sub>	10
COOH	1
CH <sub>-cis</sub>	6

Parámetros	
$N_c$	18
$N_{cs}$	0
$\xi_1$ (ácido graso)	0,001
$\xi_2$ (ácido graso)	0

✓ *Ácido linoleico (Li)*

El peso molecular es  $P_m = 280$  g/mol. La fórmula molecular es la siguiente:



Grupo	$N_k$
CH <sub>3</sub>	1
CH <sub>2</sub>	12
COOH	1
CH-cis	4

Parámetros	
$N_c$	18
$N_{cs}$	0
$\xi_1$ (ácido graso)	0,001
$\xi_2$ (ácido graso)	0

✓ *Ácido esteárico (S)*

El peso molecular es  $P_m = 284$  g/mol. La fórmula molecular es la siguiente:



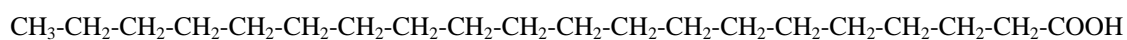
Grupo	$N_k$
CH <sub>3</sub>	1
CH <sub>2</sub>	16
COOH	1

Parámetros	
$N_c$	18
$N_{cs}$	0
$\xi_1$ (ácido graso)	0,001
$\xi_2$ (ácido graso)	0



✓ *Ácido araquídico (A)*

El peso molecular es  $P_m = 312$  g/mol. La fórmula molecular es la siguiente:



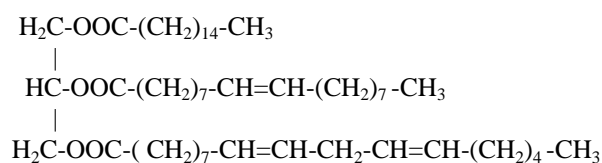
Grupo	$N_k$
CH <sub>3</sub>	1
CH <sub>2</sub>	18
COOH	1

Parámetros	
$N_c$	20
$N_{cs}$	0
$\xi_1$ (ácido graso)	0,001
$\xi_2$ (ácido graso)	0

A continuación, se hará lo propio con los triglicéridos:

✓ *POLi*

El peso molecular es  $P_m = 856$  g/mol. La fórmula molecular es la siguiente:

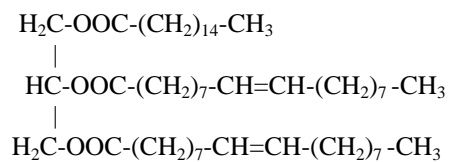


Grupo	$N_k$
CH <sub>3</sub>	3
CH <sub>2</sub>	42
CH <sub>-cis</sub>	6
COO	3
CH <sub>2</sub> -CH-CH <sub>2</sub>	1

Parámetros	
$N_c$	55
$N_{cs}$	52
$\xi_1$ (ácido graso)	0
$\xi_2$ (ácido graso)	0

✓ *POO*

El peso molecular es  $P_m = 858$  g/mol. La fórmula molecular es la siguiente:

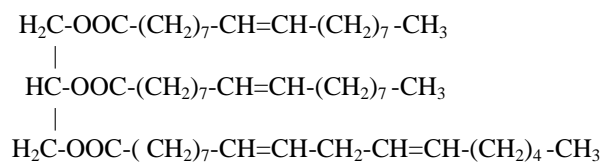


Grupo	$N_k$
$\text{CH}_3$	3
$\text{CH}_2$	44
$\text{CH-cis}$	4
COO	3
$\text{CH}_2\text{-CH-CH}_2$	1

Parámetros	
$N_c$	55
$N_{cs}$	52
$\xi_1$ (ácido graso)	0
$\xi_2$ (ácido graso)	0

✓ *OOLi*

El peso molecular es  $P_m = 882$  g/mol. La fórmula molecular es la siguiente:

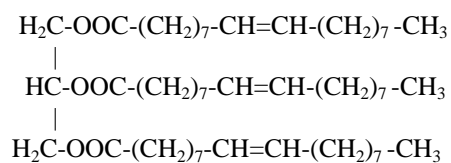


Grupo	N <sub>k</sub>
CH <sub>3</sub>	3
CH <sub>2</sub>	42
CH <sub>-cis</sub>	8
COO	3
CH <sub>2</sub> -CH-CH <sub>2</sub>	1

Parámetros	
N <sub>c</sub>	57
N <sub>cs</sub>	54
ξ <sub>1</sub> (ácido graso)	0
ξ <sub>2</sub> (ácido graso)	0

✓ 000

El peso molecular es P<sub>m</sub> = 884 g/mol. La fórmula molecular es la siguiente:

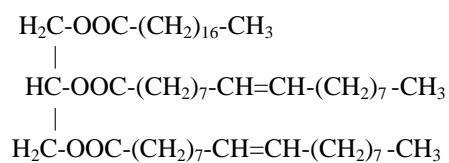


Grupo	N <sub>k</sub>
CH <sub>3</sub>	3
CH <sub>2</sub>	44
CH <sub>-cis</sub>	6
COO	3
CH <sub>2</sub> -CH-CH <sub>2</sub>	1

Parámetros	
$N_c$	57
$N_{cs}$	54
$\xi_1$ (ácido graso)	0
$\xi_2$ (ácido graso)	0

✓ *SOO*

El peso molecular es  $P_m = 886$  g/mol. La fórmula molecular es la siguiente:



Grupo	$N_k$
$\text{CH}_3$	3
$\text{CH}_2$	46
$\text{CH}_{\text{-cis}}$	4
$\text{COO}$	3
$\text{CH}_2\text{-CH-CH}_2$	1

Parámetros	
$N_c$	57
$N_{cs}$	54
$\xi_1$ (ácido graso)	0
$\xi_2$ (ácido graso)	0

## 2.7. Cálculos particulares para el diseño del desodorizador

Durante el diseño del desodorizador será necesario el cálculo de las propiedades del vapor que se forma y del calor latente del aceite. Pues bien, dichos cálculos se abordarán a continuación.

### 2.7.1. Calor latente de vaporización del aceite

Como se verá en el diseño del desodorizador, los únicos componentes que se considerarán serán los AGL y TGL, debiendo calcular el calor latente de esta mezcla. Para el cálculo del calor latente de vaporización se recurrirá a la siguiente expresión:

$$\frac{\Delta H_v}{RT_c} = 7,08(1 - T_r)^{0,354} + 10,95\omega(1 - T_r)^{0,456} \quad (\text{Carruth y Kobayashi})^1$$

donde:

$\Delta H_v = \lambda$  (J/mol): Calor latente de condensación

R (J/mol·K) = 8,314: Constante universal de los gases ideales

$T_c$  (K): Temperatura crítica

$T_r = T/T_c$ : Temperatura reducida (Se debe cumplir que  $0,6 < T_r \leq 1$ )

$\omega$ : Factor acéntrico

Se procederá a calcular el calor latente de cada uno de los compuestos para luego calcular el calor latente de la mezcla mediante una media ponderada.

Como se puede observar en la expresión anterior, es necesario conocer la temperatura crítica de cada componente. Para ello, se hará uso del método de contribución de grupos de Lydersen, según el cual:

$$T_c = T_b \left[ 0,567 + \sum \Delta_T - (\sum \Delta_T)^2 \right]^{-1} \quad (\text{Lydersen})^2$$

<sup>1</sup> Carruth, G. F., and R. Kobayashi: *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 11: 509 (1972).

<sup>2</sup> Lydersen, A. L.: Estimation of Critical Properties of Organic Compounds, *Univ. Wisconsin Coll. Eng., Eng. Exp. Stn. Rep.* 3, Madison, Wis., April 1955.

donde  $T_b$  es la temperatura de ebullición a la presión atmosférica y  $\Delta_T$  son valores tabulados que dependen de los grupos moleculares que formen la molécula. En el caso que nos ocupa, los valores de los que se debe disponer son los siguientes:

Grupo	$\Delta_T$
CH <sub>3</sub> -	0,02
-CH <sub>2</sub> -	0,02
-CH=	0,018
 -CH-	0,012
-COOH	0,085
-COO-	0,047

Sabiendo las temperaturas de ebullición de cada uno de los componentes por iteración de la ecuación empleada para el cálculo de la presión de vapor (haciendo que ésta tome el valor de 101325 Pa), y teniendo en cuenta cada uno de los grupos moleculares que conforman cada uno de los compuestos, se ha aplicado el método de Lydersen, obteniendo las siguientes temperaturas críticas:

Componente	T <sub>b</sub> (K)	T <sub>c</sub> (K)
Palmitoleico	607,9	757,188
Palmítico	622,7	774,719
Linolénico	604,1	746,327
Linoleico	614,3	758,291
Oleico	627,1	773,473
Estearico	644,3	794,084
Araquídico	671,7	823,389
POLi	705,8	1856,982
POO	712,8	1901,941
OOLi	701,4	2117,811
OOO	707,7	2173,532
SOO	714,5	2232,987

Por otro lado, para el cálculo del calor latente también es necesario conocer el factor acéntrico de cada componente, para lo cual se recurrirá a la siguiente expresión<sup>1</sup>:

$$\omega = -\ln P_{vpr} (a T_r = 0,7) - 1,000$$

Tras calcular la presión de vapor de cada componente según la expresión explicada en el apartado anterior, a la temperatura correspondiente para dar un valor de temperatura reducida de 0,7, los valores de los factores acéntricos para cada componente, aplicando la ecuación recientemente citada, son los siguientes:

Componente	T (K) → Tr=0,7	Pvap (atm) (Tr = 0,7)	ω
Palmitoleico	530,032	0,0962	0,0169
Palmítico	542,304	0,1245	-0,0951
Linolénico	522,429	0,0464	0,3338
Linoleico	530,804	0,0569	0,2449
Oleico	541,431	0,0732	0,1354
Estearico	555,859	0,1011	-0,0047
Araquídico	576,372	0,0815	0,0890
POLi	1299,888	$1,927 \cdot 10^{24}$	-25,2848
POO	1331,359	$5,283 \cdot 10^{24}$	-25,7229
OOLi	1482,468	$4,315 \cdot 10^{35}$	-36,6350
OOO	1521,473	$2,796 \cdot 10^{36}$	-37,4466
SOO	1563,091	$2,098 \cdot 10^{37}$	-38,3217

Los valores negativos del factor acéntrico no tienen sentido, por lo que se ha decidido obviarlos y no considerarlos en estos casos.

Por tanto, aplicando la ecuación de Carruth y Kobayashi a la temperatura media de operación, es decir, 221,33 °C, se obtienen los siguientes calores latentes de vaporización de cada compuesto:

<sup>1</sup> Pitzer, K. S.: *J. Am. Chem. Soc.*, 77: 3427 (1955), Pitzer, K. S., D. Z. Lippmann, R. F. Curl, C. M. Huggins, and D. E. Peterson: *J. Am. Chem. Soc.*, 77: 3433 (1955).

Componente	$\lambda$ (cal/mol)
Palmitoleico	7496,263
Palmítico	7605,516
Linolénico	10452,609
Linoleico	9839,928
Oleico	9017,379
Esteárico	7912,657
Araquídico	9421,367
POLi	23412,826
POO	24052,258
OOLi	$2,712 \cdot 10^4$
OOO	$2,791 \cdot 10^4$
SOO	$2,875 \cdot 10^4$

Finalmente, teniendo en cuenta las composiciones molares de cada componente a la entrada al desodorizador y realizando la media ponderada con los valores anteriores, el calor latente de vaporización es el siguiente:

$$\lambda = \sum \lambda_i \cdot x_i \Rightarrow \lambda = 2,524 \cdot 10^4 \text{ cal/mol}$$

Tomando un peso molecular promedio de la mezcla  $P_{m \text{ promedio}} = \sum P_{mi} \cdot x_i = 828,45$  g/mol (los valores de  $x_i$  se indican en los cálculos de la destilación de la desodorización, apartado 7.1 del ANEXO II), el calor latente de vaporización es  $\lambda = 1,276 \cdot 10^5$  J/Kg.

### 2.7.2. Viscosidad del vapor formado en el desodorizador

Como se verá en su momento, el vapor producido en la unidad de desodorización está formado por una mezcla de ácidos grasos fundamentalmente. Por tanto, para calcular la viscosidad de la mezcla gaseosa, se recurrirá a la siguiente expresión<sup>1</sup>:

<sup>1</sup> Brokaw, R. S.: *NASA Tech. Note D-2502*, November 1964, Brokaw, R. S.: *J. Chem. Phys.*, 42: 1140 (1965), Brokaw, R. S.: *NASA Tech. Note D-4496*, April 1968, Brokaw, R. S., R. A. Svehla, and C. E. Baker: *NASA Tech. Note D-2580*, January 1965, Chapman, S., and T. G. Cowling: "The Mathematical Theory of Nonuniform Gases", Cambridge University Press, New York, 1939, Hirschfelder, J. O., C. F. Curtiss, and R. B. Bird: "Molecular Theory of Gases and Liquids", Wiley, New York, 1954.



$$\eta_m = \frac{\sum_{i=1}^n y_i \eta_i}{\sum_{j=1}^n y_j \phi_{ij}}$$

donde  $y_i$  es la fracción molar de cada componente en la fase vapor y  $\eta_i$  es la viscosidad de cada componente. Por otro lado, los coeficientes  $\phi_{ij}$  y  $\phi_{ji}$ , que valoran las interacciones entre los distintos compuestos, se calculan de la siguiente manera:

$$\phi_{ij} = \frac{[1 + (\eta_i / \eta_j)^{1/2} (M_j / M_i)^{1/4}]^2}{[8(1 + M_i / M_j)]^{1/2}} \quad (\text{Wilke})^1$$

y

$$\phi_{ji} = \frac{\eta_j}{\eta_i} \frac{M_i}{M_j} \phi_{ij}$$

donde  $M_i$  y  $M_j$  son los pesos moleculares de los dos componentes considerados y  $\eta_i$  y  $\eta_j$  las viscosidades de dichos componentes. Por tanto, es necesario calcular las viscosidades individuales de cada uno de los componentes que forman la mezcla de vapor. Para ello, se recurre a la siguiente expresión:

$$\eta = \frac{a^* T_r}{[1 + 0,36 T_r (T_r - 1)]^{1/6}} \quad (\text{Reichenberg})^2$$

donde  $\eta$  viene dada en  $\mu\text{P}$ , la temperatura es la media del equipo, es decir, 221,33 °C, y  $a^*$  es un parámetro que se calcula mediante un método de contribución de grupos según la expresión:

$$a^* = \frac{M^{1/2} T_c}{\sum_i n_i C_i}$$

---

<sup>1</sup> Wilke, C. R.: *J. Chem. Phys.*, 18: 517 (1950).

<sup>2</sup> Reichenberg, D.: (a) *DCS Rep.* 11, National Physical Laboratory, Teddington, England, August 1971; (b) *AIChE J.*, 19: 854 (1973); (c) 21: 181 (1975).

donde  $M$  es el peso molecular,  $T_c$  la temperatura crítica (K),  $n_i$  el número de grupos atómicos de un determinado tipo y  $C_i$  un valor numérico que depende del tipo de grupo. En el caso que nos ocupa, los valores de  $C_i$  que se necesitan son los siguientes:

Grupo	$C_i$
CH <sub>3</sub> -	9,04
-CH <sub>2</sub> -	6,47
-CH=	5,53
 -CH-	2,67
-COOH	18,65
-COO-	13,41

Realizando el recuento de los grupos atómicos y teniendo en cuenta la composición molar de cada componente en la fase vapor, se obtienen los siguientes resultados:

Componente	$y_i$	$M$ (g/mol)	$a^*$	$\eta_i$ ( $\mu$ P)
Palmitoleico (1)	0,00638	254	103,6824	68,6553
Palmítico (2)	0,09491	256	104,8069	67,8485
Linolénico (3)	0,00680	278	99,0981	66,5618
Linoleico (4)	0,06074	280	99,5578	65,8295
Oleico (5)	0,76870	282	100,4316	65,1197
Esteárico (6)	0,02566	284	101,9903	64,4322
Araquídico (7)	0,00311	312	100,8945	61,4913
POLi (8)	0,00017	856	144,9048	39,0450

Una vez que se dispone de las viscosidades de cada uno de los componentes, se procederá al cálculo de los coeficientes  $\phi_{ij}$  y  $\phi_{ji}$  para poder aplicar la ecuación correspondiente en el cálculo de la viscosidad. Para el cálculo de estos parámetros se le ha asignado a cada componente un número, con el fin de facilitar la nomenclatura. De esta manera, aplicando las expresiones de Wilke, se obtienen los siguientes valores:

$\phi_{11}$	1	$\phi_{21}$	0,9902	$\phi_{31}$	0,9410	$\phi_{41}$	0,9326	$\phi_{51}$	0,9243	$\phi_{61}$	0,9163	$\phi_{71}$	0,8541	$\phi_{81}$	0,4098
$\phi_{12}$	1,0099	$\phi_{22}$	1	$\phi_{32}$	0,9503	$\phi_{42}$	0,9417	$\phi_{52}$	0,9333	$\phi_{62}$	0,9252	$\phi_{72}$	0,8623	$\phi_{82}$	0,4134
$\phi_{13}$	1,0623	$\phi_{23}$	1,0519	$\phi_{33}$	1	$\phi_{43}$	0,9909	$\phi_{53}$	0,9821	$\phi_{63}$	0,9735	$\phi_{73}$	0,9076	$\phi_{83}$	0,4360
$\phi_{14}$	1,0721	$\phi_{24}$	1,0616	$\phi_{34}$	1,0092	$\phi_{44}$	1	$\phi_{54}$	0,9911	$\phi_{64}$	0,9824	$\phi_{74}$	0,9158	$\phi_{84}$	0,4395
$\phi_{15}$	1,0819	$\phi_{25}$	1,0712	$\phi_{35}$	1,0183	$\phi_{45}$	1,0090	$\phi_{55}$	1	$\phi_{65}$	0,9912	$\phi_{75}$	0,9239	$\phi_{85}$	0,4431
$\phi_{16}$	1,0916	$\phi_{26}$	1,0808	$\phi_{36}$	1,0274	$\phi_{46}$	1,0180	$\phi_{56}$	1,0089	$\phi_{66}$	1	$\phi_{76}$	0,9320	$\phi_{86}$	0,4466
$\phi_{17}$	1,1713	$\phi_{27}$	1,1596	$\phi_{37}$	1,1026	$\phi_{47}$	1,0924	$\phi_{57}$	1,0825	$\phi_{67}$	1,0729	$\phi_{77}$	1	$\phi_{87}$	0,4791
$\phi_{18}$	2,4283	$\phi_{28}$	2,4018	$\phi_{38}$	2,2886	$\phi_{48}$	2,2655	$\phi_{58}$	2,2430	$\phi_{68}$	2,2212	$\phi_{78}$	2,0699	$\phi_{88}$	1

Finalmente, aplicando la ecuación para el cálculo de la viscosidad de la mezcla, se obtiene que  $\eta_m = 59,14 \mu\text{P}$ , es decir,  $\eta_m = 5,914 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ .

### 2.7.3. Densidad del vapor formado en el desodorizador

En este caso, con idea de simplificar los cálculos, se ha decidido emplear la ecuación de estado de los gases ideales para el cálculo de la densidad del vapor formado. Así pues, disponiendo de los siguientes datos, se aplicará la ecuación citada despejando el término de densidad:

Wvapor (mol/h)	8,7400
P (atm)	0,00296
T (°C)	221,33
$P_m$ (g/mol)	269,993
R (atm·L/mol·K)	0,082

$$\rho = \frac{P \cdot P_m}{R \cdot T} = \frac{0,00296 \cdot 269,993}{0,082 \cdot (221,33 + 273)} \Rightarrow \rho = 0,01972 \text{ Kg/m}^3$$

### 3. Propiedades del vapor de agua saturado y del agua líquida

El agua en su estado líquido y vapor interviene en el proceso como refrigerante, como fluido calefactor o directamente en una operación (por ejemplo en los lavados), por lo que resulta imprescindible conocer sus propiedades en las diferentes condiciones en que se puede encontrar.

#### 3.1. Presión y Temperatura del vapor saturado

El cálculo de la presión de vapor del agua se obtiene mediante la expresión de Antoine, es decir:

$$\ln P_v = A - \frac{B}{T + C}$$

donde  $P_v$  (presión de vapor) se mide en mmHg y  $T$  (temperatura) en Kelvin. Los coeficientes  $A$ ,  $B$  y  $C$  se encuentran tabulados para muchos compuestos, entre ellos el agua, en cuyo caso son los siguientes:

$A = 18,3036$
$B = 3816,44$
$C = -46,13$

Tabla AI-3 Coeficientes de la ecuación de Antoine para el agua<sup>1</sup>

Por otro lado, dada la presión de vapor se puede calcular la temperatura de saturación correspondiente despejándola de la ecuación anterior, es decir:

$$T = \frac{B}{A - \ln P_v} - C$$

<sup>1</sup> "The Properties of Gases and Liquids", R.C.Reid, J.M. Prausnitz, T.K. Sherwood, Third Edition, McGrawHill, 1997.

Por ejemplo, para una presión de 10 bar = 7500,62 mmHg, la temperatura del vapor de agua saturado es de 452,96 K, es decir,  $T_{vapor\ saturado} = 179,96\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

El valor de la presión de vapor y la temperatura de ebullición del agua se concretarán en todos aquellos cálculos en los que sea necesario, indicando sólo las condiciones a las que se han calculado.

### 3.2. Calor específico del agua

Para el cálculo del calor específico del agua, se recurrirá a la siguiente expresión:

$$C_p / R = a_0 + a_1T + a_2T^2 + a_3T^3 + a_4T^4 \quad (C_p \text{ en J/mol}\cdot\text{K})$$

donde T (temperatura) se mide en Kelvin y R (constante de los gases ideales) = 8,314 J/mol·K.

Para el caso del agua, los valores de los factores  $a_i$  son los siguientes<sup>1</sup>:

$a_0$	$a_1$	$a_2$	$a_3$	$a_4$
4,395	$-4.186 \cdot 10^{-3}$	$1,405 \cdot 10^{-5}$	$-1,564 \cdot 10^{-8}$	$0,632 \cdot 10^{-11}$

Por ejemplo, el cálculo del  $C_p$  a la temperatura de 452,96 K sería:

$$C_p = (4,395 - 4,186 \cdot 10^{-3} \cdot 452,96 + 1,405 \cdot 10^{-5} \cdot 452,96^2 - 1,564 \cdot 10^{-8} \cdot 452,96^3 + 0,632 \cdot 10^{-11} \cdot 452,96^4) 8,314 \Rightarrow$$

$$\Rightarrow C_p = 34,87 \text{ J/mol}\cdot\text{K} \Rightarrow \text{Si } P_m = 18 \text{ g/mol, entonces } C_p = 1937,22 \text{ J/Kg}\cdot\text{K}.$$

El valor del calor específico del agua se concretará en todos aquellos cálculos en los que sea necesario, indicando sólo la temperatura a la que se ha calculado.

<sup>1</sup> Estos valores están tomados del manual "The Properties of Gases and Liquids", B.E. Poling, J.M. Prausnitz y J.P. O'Connell, 5ª Edición, McGrawHill, 2001, EEUU.

### 3.3. Calor latente de condensación del vapor de agua

Para el cálculo del calor latente de condensación, se ha empleado la ecuación de Carruth y Kobayashi, utilizada ya para el cálculo del calor latente de vaporización del aceite en el desodorizador (apartado 2.7.1).

A continuación, se mostrarán los valores de todas las variables necesarias para el cálculo del calor latente de condensación<sup>1</sup>:

$T_{\text{vapor saturado (K)}}$	452,96
$T_{\text{c H}_2\text{O (K)}}$	647,14
$T_r$	0,70
$\omega_{\text{H}_2\text{O (*)}}$	0,344

(\*) En este caso, el factor acéntrico viene tabulado, por lo que no es necesario calcularlo.

Esta ecuación es válida siempre que se cumpla que  $0,6 < T_r \leq 1$ , lo cual se verifica perfectamente en este caso.

Por ejemplo, aplicando la ecuación indicada, el calor latente de condensación del vapor de agua a la temperatura de 452,96 K, es:

$$\lambda = 107749,253 \text{ J/mol} = 1939,487 \text{ J/Kg}$$

El valor del calor latente del agua se concretará en todos aquellos cálculos en los que sea necesario, indicando sólo la temperatura a la que se ha calculado.

<sup>1</sup> Los valores de  $T_c$  y  $\omega$  están tomados del manual "The Properties of Gases and Liquids", B.E. Poling, J.M. Prausnitz y J.P. O'Connell, 5ª Edición, McGrawHill, 2001, EEUU.

### 3.4. Densidad del agua

Para calcular la densidad del agua líquida saturada, se ha recurrido a la siguiente ecuación:

$$V_s = V_c Z_c^{(1-T/T_c)^{2/7}} \quad (\text{Rackett, 1970})^1$$

donde:

$V_s$  (cm<sup>3</sup>/mol): volumen de líquido saturado

$V_c$  (cm<sup>3</sup>/mol): volumen crítico

$Z_c$ : Factor de compresibilidad crítico

$T_c$  (K): Temperatura crítica

Obteniendo el valor de  $V_s$ , se puede calcular la densidad en Kg/m<sup>3</sup>, de la forma:

$$\rho = \left( \frac{1}{V_s} \right) \cdot 18000$$

Los datos que se necesitan y que se encuentran tabulados para el agua son los siguientes<sup>2</sup>:

$V_{\text{crítico H}_2\text{O}}$ (cm <sup>3</sup> /mol)	55,95
$Z_c$ H <sub>2</sub> O	0,229
$T_c$ H <sub>2</sub> O (K)	647,14

Por ejemplo, para calcular la densidad del agua saturada a la temperatura de 452,96 K, se obtiene que  $V_s = 19,676$  cm<sup>3</sup>/mol, por lo que la densidad del agua a la temperatura indicada  $\rho = 914,810$  Kg/m<sup>3</sup>.

El valor de la densidad del agua se concretará en todos aquellos cálculos en los que sea necesario, indicando sólo la temperatura a la que se ha calculado.

<sup>1</sup> Rackett, H. G.: *J. Chem. Eng. Data*, 15: 514 (1970).

<sup>2</sup> Estos valores están tomados del manual "The Properties of Gases and Liquids", B.E. Poling, J.M. Prausnitz y J.P. O'Connell, 5ª Edición, McGrawHill, 2001, EEUU.

### 3.5. Conductividad térmica del agua

Se dispone de un conjunto de datos discretos que relacionan la temperatura del agua con su conductividad térmica. Estos datos se adjuntan a continuación, pero sólo a partir de los 50 °C:

Temperatura (°C)	Conductividad térmica (Kcal/m·h·°C)
50	0,553
60	0,562
70	0,570
80	0,577
90	0,582
100	0,586
110	0,588
120	0,589
130	0,589
140	0,589
150	0,589

Tabla AI-4 Datos de conductividad térmica en función de la temperatura <sup>1</sup>

Por ejemplo, se ha decidido tomar como conductividad calorífica, a la temperatura de 452,96 K,  $K = 0,589 \text{ Kcal/m}\cdot\text{h}\cdot\text{°C}$ , que en unidades del S.I. es  $K = 0,684 \text{ W/m}\cdot\text{K}$ .

El valor de la conductividad térmica del agua se concretará en todos aquellos cálculos en los que sea necesario, indicando sólo la temperatura a la que se ha calculado.

<sup>1</sup> “Operaciones Unitarias en Ingeniería Química”, W.L.McCabe, J.C. Smith, P. Harriot, 4ª Edición McGrawHill, 1998, Madrid.



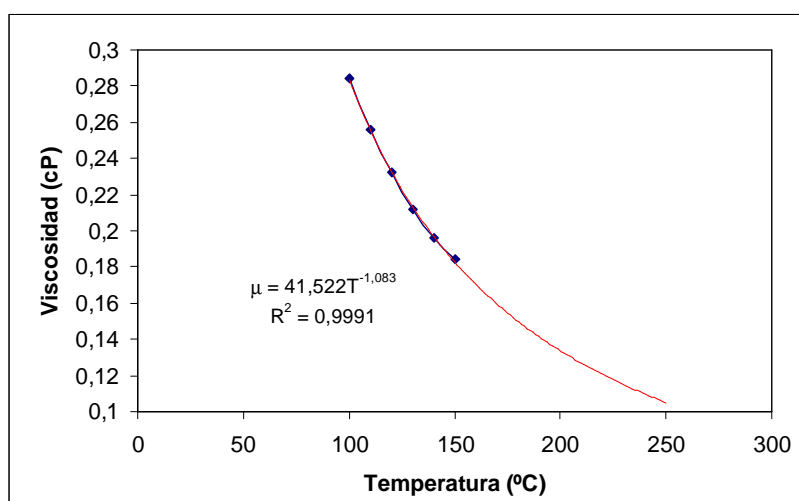
### 3.6. Viscosidad del agua

Se dispone de un conjunto de datos discretos que relacionan la temperatura del agua con su viscosidad. Al igual que con la propiedad anterior, se expondrán dichos datos a partir de los 50 °C:

Temperatura (°C)	Viscosidad (cPois)
50	0,549
60	0,470
70	0,406
80	0,357
90	0,317
100	0,284
110	0,256
120	0,232
130	0,212
140	0,196
150	0,184

Tabla AI-5 Datos de viscosidad del agua en función de la temperatura <sup>1</sup>

Al observar la tendencia de los datos, se ha decidido representarlos, obteniendo la siguiente representación gráfica:



<sup>1</sup> “Operaciones Unitarias en Ingeniería Química”, W.L.McCabe, J.C. Smith, P. Harriot, 4ª Edición McGrawHill, 1998, Madrid.

Como se puede observar en la gráfica anterior, se puede relacionar la viscosidad con la temperatura mediante una curva potencial. Por tanto, la ecuación que se aplicará para el cálculo de la viscosidad del agua será la siguiente:

$$\mu = 41,522 \cdot T^{-1,083}$$

donde  $\mu$  (viscosidad) viene dada en cP ( $1\text{cP} = 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ) y T (temperatura) en °C. Por ejemplo, la viscosidad del agua líquida a la temperatura de 176,96 °C es  $\mu = 0,150 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ .

El valor de la viscosidad del agua se concretará en todos aquellos cálculos en los que sea necesario, indicando sólo la temperatura a la que se ha calculado.

## 4. Propiedades del aceite térmico Therminol® 66

El aceite térmico Therminol® 66 es el fluido que se ha decidido emplear para el calentamiento del aceite a desodorizar en el intercambiador de calor *falling-film* de la etapa de Desodorización.

Therminol® 66 consiste en un aceite sintético para la transferencia de calor diseñado para trabajar a alta temperatura (345 °C), incluyendo una buena estabilidad térmica y baja presión de vapor.

A continuación, se expondrán las propiedades de este fluido calefactor para un rango de temperaturas.

T <sup>a</sup> (°C)	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	C <sub>p</sub> (kJ/kg·K)	$\lambda$ (kJ/kg)	k (W/m·K)	$\mu$ (cP=mPa·s)	$\nu$ (cSt=mm <sup>2</sup> /s)
204	882	2,21	331,2	0,1051	0,825	0,9354
216	874	2,25	327	0,104	0,746	0,8535
227	866	2,29	322,8	0,1029	0,679	0,7841
238	857	2,33	318,5	0,1018	0,622	0,7258
249	849	2,38	314,2	0,10006	0,572	0,6737
260	840	2,42	309,8	0,0933	0,529	0,6298
271	832	2,46	305,3	0,098	0,491	0,5901
282	823	2,5	300,7	0,0967	0,458	0,5565
293	814	2,54	296	0,0954	0,429	0,5270
304	805	2,59	291,2	0,094	0,403	0,5006
316	796	2,63	286,3	0,0926	0,379	0,4761
327	786	2,67	281,2	0,0911	0,359	0,4567
338	777	2,72	276	0,0896	0,34	0,4376
345	772	2,74	273,3	0,0888	0,331	0,4288

A la hora de realizar los cálculos para el diseño del desodorizador, es necesario calcular las propiedades de este aceite a su temperatura media de trabajo, es decir, 311,14 °C. Por tanto, suponiendo tendencias lineales de cada una de las propiedades

(Propiedad =  $a \cdot T + b$ ), se tomará el valor más próximo superior e inferior a la temperatura citada, calculando la correspondiente propiedad.

De esta manera, se obtienen los siguientes valores para la temperatura media de operación del fluido calefactor:

<b><math>\rho</math> (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	799,64
<b>Cp (kJ/kg·K)</b>	2,614
<b>k (W/m·K)</b>	0,093
<b><math>\mu</math> (cP=mPa·s)</b>	0,3887

**ANEXO II: CÁLCULOS PARA EL DISEÑO  
Y DIMENSIONAMIENTO DE LAS  
ETAPAS DEL PROCESO**

## 1. Cálculo de las pérdidas durante el proceso y del caudal inicial

Como ya se comentó en el apartado 7.1 de la Memoria de este Proyecto, el caudal másico mínimo de producto que se requiere a la salida del proceso de refinación es 50 Kg/h. Sin embargo, para asegurar este caudal de aceite refinado, es necesario tener en cuenta las pérdidas que se producen a lo largo del proceso, las cuales se producen básicamente en los procesos de centrifugación y en la etapa de Neutralización (Memoria, apartado 7.4).

Como ya se comentó, y se verá más adelante, las pérdidas de aceite por centrifugación se han considerado en un 5% del caudal de aceite que entra al separador, por lo que tal pérdida habrá de tenerse en cuenta en las etapas de Desgomado, Neutralización y Lavados.

Por otro lado, en la Neutralización hay que prestar atención a las pérdidas por saponificación de aceite neutro, la cual se contabiliza con la pérdida Wesson,  $W$ , que depende del contenido en AGL, insaponificables, humedad e impurezas, fundamentalmente. No obstante, la estimación de la pérdida Wesson podía realizarse en función del contenido en AGL. Como el aceite a refinar que se ha elegido contiene un porcentaje en AGL = 10% > 3%, entonces la pérdida Wesson se calcula como  $P_{\text{Neutralización}} = 1,35 \cdot W$  (%), donde  $W = 12,5$  (valor aproximado para el caso del aceite de orujo, uno de los que más pérdidas sufre –dato obtenido de experiencias del Instituto–). Por tanto, la pérdida que se produce por la saponificación parásita en la etapa de Neutralización es:

$$P_{\text{Neutralización por saponificación parásita}} = 1,35 \cdot W = 1,35 \cdot 12,5 = 16,875 \% \cong 17\%$$

Por tanto, las pérdidas a tener en cuenta son las siguientes:

<i>PÉRDIDAS DURANTE LA REFINACIÓN</i>	
Centrifugación Desgomado	5%
Saponificación aceite neutro Neutralización	17%

Centrifugación Lavado 1	5%
Centrifugación Lavado 2	5%
Centrifugación Lavado 3	5%

Como las pérdidas que se consideran se producen con respecto a la cantidad de aceite que entra en el equipo de la etapa en cuestión, se realizará un cálculo porcentual de la pérdida total. Es decir:

- 1.- Si a la centrifugación de la etapa de Desgomado llega el 100% del caudal inicial, que se supondrá que es  $F$ , a la siguiente etapa (Neutralización) sólo pasará:

$$\left(1 - \frac{5}{100}\right) \cdot F = 0,95 \cdot F \text{ Kg/h}$$

- 2.- Si a la etapa de Neutralización propiamente dicha llega sólo el 95% del caudal inicial, de ella sólo saldrá para dirigirse a la siguiente operación (centrifugación Neutralización):

$$\left(1 - \frac{17}{100}\right) \cdot (0,95 \cdot F) = 0,789 \cdot F \text{ Kg/h}$$

- 3.- Si a la etapa de centrifugación de la etapa Neutralización llega sólo el 78,9% del caudal inicial y se tiene en cuenta ahora el 5% de pérdidas por centrifugación, hasta la centrifugación del Lavado 1 sólo llegará:

$$\left(1 - \frac{5}{100}\right) \cdot (0,789 \cdot F) = 0,749 \cdot F \text{ Kg/h}$$

- 4.- Si a la centrífuga del Lavado 1 llega sólo el 74,9% del caudal inicial, hasta la centrifugación del Lavado 2 sólo llegará:

$$\left(1 - \frac{5}{100}\right) \cdot (0,749 \cdot F) = 0,712 \cdot F \text{ Kg/h}$$

- 5.- Si a la centrífuga del Lavado 2 llega sólo el 71,2% del caudal inicial, hasta la centrifugación del Lavado 3 sólo llegará:

$$\left(1 - \frac{5}{100}\right) \cdot (0,712 \cdot F) = 0,676 \cdot F \text{ Kg/h}$$

- 6.- Si a la centrífuga del Lavado 3 llega sólo el 67,6% del caudal inicial, hasta el final de la refinación, suponiendo que no existen más pérdidas, sólo llegará:

$$\left(1 - \frac{5}{100}\right) \cdot (0,676 \cdot F) = 0,642 \cdot F \text{ Kg/h}$$

Es decir, contabilizando todas las pérdidas consideradas, sólo se obtendrá como producto refinado un 64,2% del caudal inicial. Ello quiere decir que para obtener al final un mínimo de 50 Kg/h de aceite refinado, se ha de cumplir que:

$$0,642 \cdot F = 50 \Rightarrow \text{Por tanto, } F = \frac{50}{0,642} \Rightarrow F = 77,85 \text{ Kg/h}$$

Observando el resultado obtenido, se ha decidido que la capacidad de la planta sea de  $F = 100 \text{ Kg/h}$ , con la idea de tener un margen de caudales a tratar por encima de los 50 Kg/h.



## 2. Desgomado

En este apartado se expondrán todos los cálculos relativos a la etapa de Desgomado del aceite. Primeramente, se mostrarán los balances de materia de esta etapa, para luego detallar el cálculo de cada uno de los equipos diseñados.

### 2.1. Balances de Materia en el Desgomado

En cada uno de los equipos se realizará el balance global de materia y el balance de materia a cada componente, aplicando en todos los casos la siguiente ecuación:

$$\text{Acumulación (A)} = \text{Entrada (E)} - \text{Salida (S)} + \text{Generación (G)} - \text{Consumo (C)}$$

Durante toda la etapa de Desgomado se considerará que no existe acumulación de materia.

Los balances de materia se presentarán en forma de tablas, en las que se diferenciarán las corrientes de entrada y salida de cada uno de los componentes y de las corrientes globales del proceso, las cuales se designarán por la letra F, si hace referencia a una corriente que pasa al siguiente proceso de tratamiento de refinación, u otra letra distinta, en cuyo caso designará a una corriente que abandona el proceso; además, se adicionará un número, que será el que diferencie las distintas corrientes que continúan el proceso.

Obviamente, cuando no exista reacción química, debe cumplirse, tanto a nivel global como para cada componente, que el flujo total de materia a la entrada sea igual al flujo total de materia a la salida, en cuyo caso la suma de las casillas de entrada para un componente o para el flujo total debe ser igual a la suma de las casillas de salida para ese componente o para el flujo total. En caso de producirse reacción química, lo anterior se cumplirá sólo a nivel global y en todos los componentes que no intervengan en la reacción, debiendo realizar el balance de materia de los compuestos que sí lo hagan teniendo presente la reacción química en cuestión.

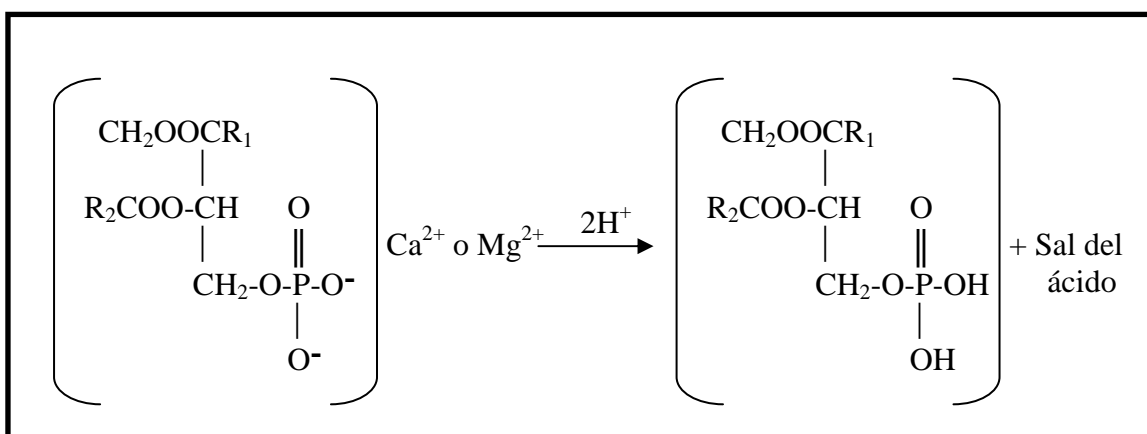
➤ *Cambiador de calor*

En este caso, al no producirse ninguna reacción química, los términos de generación y consumo de materia son nulos. Por tanto, en este equipo, el flujo de materia de entrada es igual al de salida.

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<b>F (Kg/h)</b>	<b>F1 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		100	100
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,600	0,600
	<i>AGL</i>	10,000	10,000
	<i>Ceras</i>	0,060	0,060
	<i>Humedad/H2O</i>	0,270	0,270
	<i>Pigmentos</i>	0,200	0,200
	<i>Volátiles</i>	0,200	0,200
	<i>Mat. Insaponif.</i>	1,500	1,500
	<i>Triglicéridos</i>	87,170	87,170

➤ *Tanque-mezclador de ácido fosfórico*

En el recipiente mezclador de ácido fosfórico únicamente ocurre la reacción entre éste y los fosfátidos no hidratables, es decir:



Como no se ha entrado en el detalle de conocer cuáles son los fosfátidos que hay concretamente y en qué proporción se encuentran los hidratables con respecto a los no hidratables, se aplicará la simplificación siguiente: el ácido que se suministra y las sales de sodio y magnesio, producidas como producto de la reacción, se contabilizarán como un todo, de manera que en la corriente de entrada sólo habrá ácido fosfórico y a la salida

se contabilizará el ácido fosfórico que no haya reaccionado más las sales formadas. Por su parte, los fosfátidos a la entrada serán una mezcla de hidratables y no hidratables, mientras que a la salida, gracias a la acción del ácido, todos se habrán transformado en hidratables. Es decir:

ENTRADA		SALIDA
Fosfátidos hidratables y no hidratables	<b>Reacción química</b>	Fosfátidos hidratables
Ácido fosfórico		Ácido fosfórico sin reaccionar más sales de Ca y Mg

Se asumirán los errores en las cantidades de cada uno de los compuestos, pero se puede asegurar su nula influencia en el proceso de diseño de la planta.

Por tanto, el balance de materia en este punto queda como sigue:

		<i>ENTRADA</i>		<i>SALIDA</i>
		<i>F1 (Kg/h)</i>	<i>B (Kg/h)</i>	<i>F2 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		100	0,118	100,118
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,600		0,600
	<i>AGL</i>	10,000		10,000
	<i>Ceras</i>	0,060		0,060
	<i>Humedad/H2O</i>	0,270	0,018	0,288
	<i>Pigmentos</i>	0,200		0,200
	<i>Volátiles</i>	0,200		0,200
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,500		1,500
	<i>Triglicéridos</i>	87,170		87,170
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (+Sales de Ca y Mg como producto de reacción)</i>	0	0,1	0,100

➤ **Mezclador estático**

En el mezclador estático no se produce reacción química alguna, aunque sí hay que tener en cuenta la adición de agua en la corriente total de entrada. Por tanto, aplicando que *Entrada = Salida* a nivel global y a cada componente, el balance de materia sería el siguiente:

		<b>ENTRADA</b>		<b>SALIDA</b>
		<b>F2 (Kg/h)</b>	<b>C (Kg/h)</b>	<b>F3 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		100,118	2,002	102,120
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,600		0,600
	<i>AGL</i>	10,000		10,000
	<i>Ceras</i>	0,060		0,060
	<i>Humedad/H2O</i>	0,288	2,002	2,290
	<i>Pigmentos</i>	0,200		0,200
	<i>Volátiles</i>	0,200		0,200
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,500		1,500
	<i>Triglicéridos</i>	87,170		87,170
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (+Sales de Ca y Mg)</i>	0,100		0,100

➤ *Depósito de retención del Desgomado*

En el depósito de retención sólo se produce la buena floculación de las gomas para que éstas sean eliminadas en la etapa de centrifugación. De esta manera, al no existir reacción química, los términos de *Generación* y *Consumo* de materia son nulos, por lo que, de la misma forma que en el caso anterior, *Entrada = Salida*. Por tanto, al no haber corrientes adicionales de entrada y salida, el balance de materia es el siguiente:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<b>F3 (Kg/h)</b>	<b>F4 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		102,120	102,120
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,600	0,600
	<i>AGL</i>	10,000	10,000
	<i>Ceras</i>	0,060	0,060
	<i>Humedad/H2O</i>	0,290	2,290
	<i>Pigmentos</i>	0,200	0,200
	<i>Volátiles</i>	0,200	0,200
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,500	1,500
	<i>Triglicéridos</i>	87,170	87,170
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (+Sales de Ca y Mg)</i>	0,100	0,100

➤ *Centrífuga*

Como se comentó en la Memoria, en este Proyecto no se ha entrado en el diseño de las centrífugas, de manera que se ha seleccionado en el mercado la más adecuada con respecto al fluido y caudal a tratar.

Obviamente, al tratarse de una operación física de separación, no se produce reacción química, luego se puede afirmar que el flujo total de entrada de cada componente es igual al flujo total de salida, la cual estará formada por dos corrientes: una corriente acuosa, que es la que se precisa eliminar, y la del producto de interés, es decir, la de aceite desgomado. Más concretamente, cada fase estará formada por los siguientes componentes:

FASE ACEITE	FASE ACUOSA
<i>AGL</i>	<i>Fosfátidos</i>
<i>Ceras</i>	<i>Humedad/H<sub>2</sub>O</i>
<i>Pigmentos</i>	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (+Sales de Ca y Mg)</i>
<i>Volátiles</i>	
<i>Mat. Insaponif.</i>	
<i>Triglicéridos</i>	

Pues bien, a la hora de realizar el balance de materia en este separador, se considerará que la eficacia de la centrífuga es del 95%, es decir, que de la fase acuosa sólo se conseguirá separar un 95% de su totalidad, quedando un 5% en el aceite. De igual manera, se recuperará un 95% del aceite desgomado, perdiendo un 5% del mismo al ser arrastrado y no separado de la fase acuosa. Teniendo en cuenta esta premisa, para saber qué cantidad de cada componente se reparte en cada fase, se han aplicado los porcentajes correspondientes según la corriente en la que vayan de manera mayoritaria. Este cálculo se explicará con dos tipos de componentes, los fosfátidos, cuya mayor parte se transferirá a la fase acuosa, y los AGL, que permanecerán casi en su totalidad en la corriente de aceite:

<b>ENTRADA</b>	$W_{\text{fosfátidos F4}} = 0,60 \text{ Kg/h}$	
<b>SALIDA</b>	<i>Fase aceite (F5)</i>	<i>Fase acuosa (G)</i>
	$W_{\text{fosfátidos F5}} = 0,60 \cdot 0,05 = 0,03 \text{ Kg/h}$	$W_{\text{fosfátidos G}} = 0,60 \cdot 0,95 = 0,57 \text{ Kg/h}$

<b>ENTRADA</b>	$W_{AGL F4} = 10,00 \text{ Kg/h}$	
<b>SALIDA</b>	<i>Fase aceite (F5)</i>	<i>Fase acuosa (G)</i>
	$W_{AGL F5} = 10,00 \cdot 0,95 = 9,50 \text{ Kg/h}$	$W_{AGL G} = 10,00 \cdot 0,05 = 0,50 \text{ Kg/h}$

Siguiendo el mismo procedimiento con todos los componentes y con el flujo total, se obtienen los siguientes resultados:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
		<b>F4 (Kg/h)</b>	<b>F5 (Kg/h)</b>	<b>G (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		102,120	94,323	7,797
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,600	0,030	0,570
	<i>AGL</i>	10,000	9,500	0,500
	<i>Ceras</i>	0,060	0,057	0,003
	<i>Humedad/H2O</i>	2,290	0,115	2,176
	<i>Pigmentos</i>	0,200	0,190	0,010
	<i>Volátiles</i>	0,200	0,190	0,010
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,500	1,425	0,075
	<i>Triglicéridos</i>	87,170	82,812	4,359
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (+Sales de Ca y Mg)</i>	0,100	0,005	0,095

## 2.2. Cálculos de diseño en el Desgomado

En la etapa de Desgomado hay que realizar el diseño y dimensionamiento del cambiador de calor de tubos concéntricos y de dos depósitos: el mezclador de ácido fosfórico y el de retención. Además, dentro de este apartado, por tratarse de la primera de las etapas, también se va a incluir el diseño y dimensionamiento del depósito de alimentación inicial.

### 2.2.1. Cálculo del depósito de alimentación

El diseño del depósito de alimentación se ha llevado a cabo según el Reglamento de Aparatos a Presión, empleándose el código ASME, sección VIII división I, que se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

➤ **Volumen del depósito**

Como se expuso en la Memoria, se ha decidido diseñar un depósito de alimentación inicial con un volumen de  $V = 1000 L$ .

➤ **Presión de diseño**

La presión de operación de este depósito es la presión atmosférica, es decir,  $1,03 \text{ Kg/cm}^2$ . El valor de la presión de diseño se ha fijado como el mayor de las siguientes posibilidades:

$$P \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq \text{Presión máxima de operación} + 2 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$$

Por tanto, en el caso que nos ocupa, la presión de diseño es de  $P_d = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$ .

➤ **Temperatura de diseño**

La temperatura a la que inicialmente se encontrará el aceite se puede estimar en  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ . Pues bien, la temperatura de diseño se calcula como la temperatura de operación más un incremento de  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ . Por tanto, la temperatura de diseño es  $T_d = 40 \text{ }^\circ\text{C}$ .

➤ **Material de construcción y Propiedades**

El material utilizado para la construcción de este depósito es acero inoxidable 316. Ello implica que las propiedades de este material, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, son las siguientes:

<i>Tensión máxima admisible, S (psi)</i>	<i>20000</i>
<i>Límite elástico, (psi)</i>	<i>30000</i>
<i>Factor de eficiencia de soldadura<sup>17</sup>, E</i>	<i>0,8</i>

Tabla AII-2.1 Propiedades del acero inoxidable 316

➤ **Cálculo del diámetro del depósito**

Para construir un recipiente de cierta capacidad con el mínimo material, debe determinarse la relación correcta entre la altura y el diámetro interior. La relación óptima puede hallarse mediante el gráfico de la figura AII-2.1, que se conoce como gráfica de Abakians. En ella se relaciona el volumen del recipiente con su diámetro de manera óptima. Para utilizar esta gráfica, es necesario conocer el factor F, que se calcula mediante la siguiente expresión:

$$F = \frac{P}{c \cdot S \cdot E} \quad [\text{AII-2.1}]$$

donde:

- P: Presión de diseño (psi).
- c: Margen de corrosión (in). En el caso de los aceros inoxidable, suele estar comprendido entre 0,8 y 1,5 mm, en donde el menor valor corresponde al caso usual de condiciones poco severas y el mayor corresponde al caso en que está cerca de la velocidad de corrosión máxima admisible para el material. En este caso, como regla general, se tomará un sobreespesor de corrosión de 1 mm, es decir, 0,039 in.
- S: Esfuerzo del material a la  $T_{\text{diseño}}$ .
- E: Factor de eficiencia de soldadura.

Por tanto, entrando en la gráfica por ordenadas con el valor del volumen del depósito (en  $\text{ft}^3$ ) hasta la intersección con la recta de valor F, se obtendrá en abscisas el valor del diámetro (en ft), pudiendo calcular también la altura aproximada del recipiente.

<sup>17</sup> El valor de E depende del tipo de soldadura. Se considerará soldadura a tope.



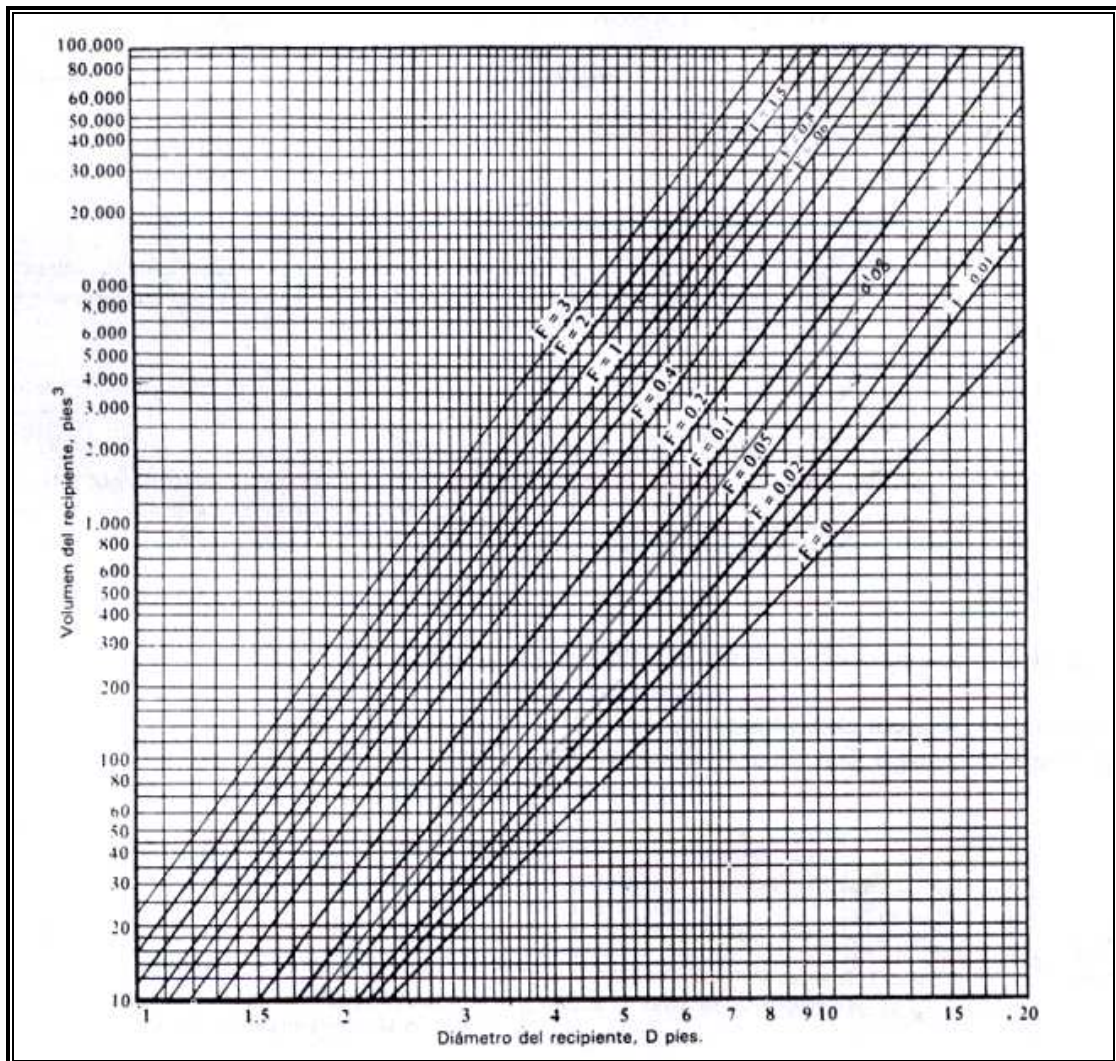


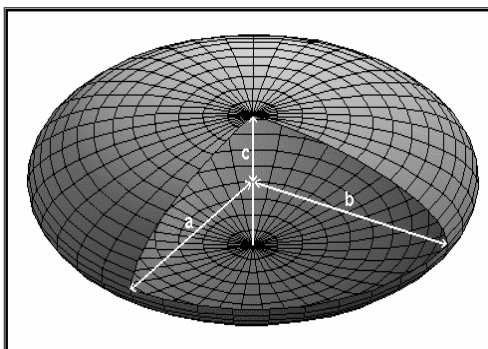
Fig. AII-2.1 Gráfico de Abakians

Sustituyendo datos,  $F = 0,079 \cong 0,08$ . Como el volumen es  $V = 1000 \text{ L} = 35,31 \text{ ft}^3$ , entonces el diámetro interior óptimo es  $D_{int} = 2,6 \text{ ft} = 31,2 \text{ in} = 0,792 \text{ m}$ , por lo que la altura aproximada del recipiente, despejándola de la ecuación del volumen de un cilindro, es decir,  $H = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}$  (ft) [AII-2.2], sería  $H = 6,65 \text{ ft} = 2,027 \text{ m}$ .

➤ **Cálculo de cabeza, fondo y virola. Altura total**

El recipiente de almacenamiento de la alimentación se ha decidido diseñar, tanto la parte superior como la inferior, con cabezas elipsoidales 2:1, es decir, cuya relación entre el eje mayor y el eje menor sea la citada.

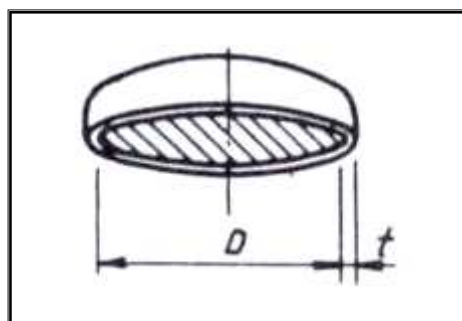
▪ Cabeza y fondo elipsoidal 2:1



Dimensiones de un elipsoide

Dado el elipsoide de la figura, su volumen se calcula como  $V = \frac{4\pi abc}{3}$  [AII-2.3]. En este caso, al tener sólo medio elipsoide, el volumen será el citado dividido entre dos y considerando c como la mitad, a lo cual se llamará  $H_{\text{elipsoidal}}$ , es decir, la altura de la cabeza elipsoidal.

Los valores de a y b se corresponderán con la mitad del diámetro que se ha calculado anteriormente, mientras que c, al tratarse de una cabeza elipsoidal 2:1, será la mitad de dicho diámetro, por lo que  $H_{\text{elipsoidal}}$  será la cuarta parte del mismo.



Cabeza elipsoidal 2:1

Por tanto:

$D_{\text{interior}}$ (m)	0,792
$H_{\text{elipsoidal}}$ (m)	0,198
a = b (m)	0,396
$V_{\text{elipsoidal}}$ (m <sup>3</sup> )	0,065

▪ Virola

El volumen de la virola se calcula de la siguiente manera:

$$V_{\text{virola}} = V_{\text{total}} - 2 \cdot V_{\text{elipsoidal}}$$

De esta manera, la altura de la misma se puede hallar despejándola de la ecuación [AII-2.2] del volumen de un cilindro, donde D es el diámetro calculado.

Por tanto:

$D_{\text{interior}}$ (m)	0,792
$V_{\text{virola}}$ (m <sup>3</sup> )	0,870
$H_{\text{virola}}$ (m)	1,763

Por tanto, la altura total del depósito será  $H_{\text{total}} = H_{\text{virola}} + 2 \cdot H_{\text{elipsoidal}} = 2,159$  m.

✓ Comprobación de la Presión de diseño

Teniendo en cuenta la altura total, se calculará la presión manométrica del depósito suponiendo que se encuentra lleno al 100%, por si hubiese que reconsiderar la presión de diseño. La presión manométrica se calcula como:

$$P_{\text{manométrica}} = \rho \cdot g \cdot H_{\text{total}} \quad [\text{AII-2.4}]$$

donde:

$\rho_{\text{aceite}}$  (densidad a la  $T = 20$  °C) = 905,84 Kg/m<sup>3</sup>

$g = 9,81$ : constante gravitatoria (m/s<sup>2</sup>)

Por tanto,  $P_{\text{manométrica}} = 19189,5$  Pa = 0,196 Kg/cm<sup>2</sup>. Tomando la mayor de las posibilidades para decidir la presión de diseño, ésta seguiría siendo  $P_d = 3,5$  Kg/cm<sup>2</sup>.

➤ Cálculo del espesor. Diámetro exterior

La caracterización geométrica del depósito finalizará con el cálculo del espesor del mismo. Para ello, se determinarán el espesor de la virola y de las cabezas elipsoidales necesario para soportar la presión de diseño de 3,5 Kg/cm<sup>2</sup> estando sometidos a tensión longitudinal y circunferencial. Finalmente, se tomará como espesor del depósito el mayor de todos ellos.

	Tensión Longitudinal	Tensión Circunferencial
<b>Virola</b>	$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} = 0,04849 \text{ in}$	$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = 0,04864 \text{ in}$
<b>Cabeza elipsoidal</b>	$t = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = 0,04857 \text{ in}$	

donde:

t: Espesor de pared (in)

P: Presión de diseño (psi)

R<sub>i</sub>: Radio interno (in)

D<sub>i</sub>: Diámetro interno (in)

S: Esfuerzo del material a la T<sub>diseño</sub>

E: Factor de eficiencia de soldadura

Por tanto, se tomará como espesor de pared  $t = 0,04864 \text{ in}$ , que es el necesario por tensión circunferencial. Además, se deberá añadir un sobreespesor de corrosión,  $c$ , que, como se ha indicado anteriormente, será de  $1 \text{ mm} = 0,039 \text{ in}$ . Por tanto, el espesor mínimo necesario, teniendo en cuenta la posible corrosión, es:

$$t_{\text{mínimo}} = 0,0022 \text{ m} = 0,088 \text{ in}$$

Sin embargo, se ha fijado un valor mínimo de espesor en los recipientes, de manera que se tomará el mayor de los siguientes valores:

- El espesor calculado anteriormente:  $t_{\text{mínimo calculado}} = 0,0022 \text{ m} = 0,088 \text{ in}$ .
- El espesor mínimo exigido por el código ASME Sección VIII División 1:  $t_{\text{mínimo ASME}} = 2,5 + c \text{ (mm)} \Rightarrow t_{\text{mínimo ASME}} = 3,5 \text{ mm} = 0,14 \text{ in}$ .
- El espesor mínimo requerido para aceros inoxidables:  $t_{\text{mínimo A316}} = 3 + c \text{ (mm)} \Rightarrow t_{\text{mínimo A316}} = 4 \text{ mm} = 0,16 \text{ in}$ .

Por tanto, el espesor mínimo de la pared del recipiente será  **$t_{\text{mínimo}} = 4 \text{ mm} = 0,16 \text{ in}$** .

Consecuentemente, el diámetro exterior se puede calcular como  $D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t_{mín}$ , es decir,  $D_{ext} = 0,793 \text{ m} = 31,23 \text{ in}$ .

➤ **Dimensiones finales**

Con el fin de ajustarse a las dimensiones estandarizadas en el mercado, las correspondientes a este depósito de almacenamiento serán las siguientes:

DIMENSIONES DEL DEPÓSITO		
$D_{ext}$	32 in	0,813 m
Espesor pared ( $t$ )	0,25 in	0,0064 m
$H_{elipsoidal}$	0,200 m	
$H_{virola}$	1,722 m	
$H_{total}$	2,122 m	

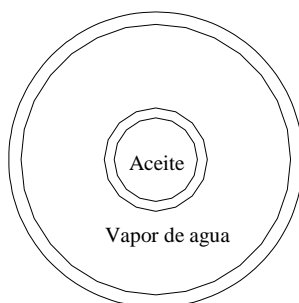
☞ Para el diseño de los recipientes, se ha hecho uso de una serie de reglas heurísticas acerca de las características y el dimensionamiento de los mismos; éstas son las siguientes:

- \* Los recipientes con capacidad inferior a 500 gal ( $1,9 \text{ m}^3$ ) nunca se llenan por encima del 85 %.
- \* Los recipientes con capacidad superior a 500 gal ( $1,9 \text{ m}^3$ ) nunca se llenan por encima del 90 %.
- Los líquidos en cantidades inferiores a 100 gal ( $3,8 \text{ m}^3$ ) son almacenados en tanques verticales montados sobre patas.
- Los líquidos en cantidades comprendidas entre los 1000 y 10000 gal ( $3,8 \text{ m}^3$  y  $38 \text{ m}^3$ ) son almacenados en tanques horizontales sustentados por una cimentación de hormigón.
- Los líquidos en cantidades superiores a 10000 gal ( $38 \text{ m}^3$ ) son almacenados en tanques verticales sustentados por una cimentación de hormigón.

Con respecto a las dos primeras reglas, este depósito (y todos los demás que se diseñen) se correspondería claramente con la primera de ellas, es decir, nunca se deberá llenar por encima del 85% de su capacidad total, para lo cual se ha instalado un sistema de control de nivel. Por otro lado, con respecto a las tres reglas restantes, el depósito diseñado se encuentra en la primera de ellas, es decir, su volumen es menor a  $3,8 \text{ m}^3$ , por lo que su sustentación se realizará mediante su apoyo sobre patas. El tipo y las dimensiones de estos soportes correrán a cargo del fabricante y serán función de las dimensiones del depósito y del peso de líquido a contener.

### 2.2.2. Cálculo del intercambiador de calor

Este intercambiador de calor, encargado de calentar la alimentación hasta la temperatura requerida por la etapa del Desgomado, consiste en dos tubos concéntricos: uno interno, por el que circula la alimentación, y otro externo, por el que trasiega el fluido calefactor, que será vapor saturado, a contracorriente con respecto a la alimentación, y cuyo calor cedido será el de su condensación.



Inicialmente, se parte de la siguiente información:

ALIMENTACIÓN	VAPOR
$W_{\text{aceite}} = 100 \text{ Kg/h}$	$P_{\text{vapor}} = 10 \text{ bar}$
$T_{\text{entrada}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$	
$T_{\text{salida}} = 90 \text{ }^\circ\text{C}$	

Antes de pasar a los cálculos de diseño, se aportarán los datos necesarios para ello<sup>18</sup>:

<i>DATOS DE LA ALIMENTACIÓN</i>	
$T_{\text{media aceite}} (^{\circ}\text{C})$	55
$\rho_{\text{aceite}} (\text{Kg}/\text{m}^3)$	889,46
$C_{p_{\text{aceite}}} (\text{J}/\text{Kg}\cdot^{\circ}\text{C})$	1970
$\mu_{\text{aceite}} (\text{Pa}\cdot\text{s})$	0,0215
$K_{\text{aceite}} (\text{J}/\text{m}\cdot\text{s}\cdot^{\circ}\text{C})$	0,165

<i>DATOS DEL VAPOR DE AGUA SATURADO</i> <sup>19</sup>	
$T_{\text{saturación}} (^{\circ}\text{C})$	179,96
$\rho_{\text{agua líquida}} (\text{Kg}/\text{m}^3)$	914,81
$\mu_{\text{agua líquida}} (\text{Pa}\cdot\text{s})$	$0,150\cdot 10^{-3}$
$K_{\text{agua líquida}} (\text{W}/\text{m}\cdot\text{K})$	0,684
$\lambda (\text{J}/\text{Kg})$	1939,487
$C_p (\text{J}/\text{Kg}\cdot\text{K})$	1937,22

La ecuación general de diseño de transmisión de calor es:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad [\text{AII-2.5}]$$

donde:

Q: Calor intercambiado.

U: Coeficiente global de transmisión de calor.

A: Área de intercambio de calor.

$\Delta T_{ml}$ : Incremento de temperatura medio logarítmico. Expresa el incremento de temperatura medio que se produce a lo largo del intercambiador.

---

<sup>18</sup> Los datos se facilitan a la temperatura media del fluido.

<sup>19</sup> Los datos del fluido calefactor corresponden al agua líquida, ya que el vapor al ceder su calor se condensa.

El objetivo de cálculo será calcular el área de transmisión de calor necesaria.

➤ **Cálculo del calor intercambiado**

Considerando que no hay pérdidas de energía, se puede decir que el calor absorbido por el aceite es igual al calor cedido por el vapor saturado. Así, se plantean las siguientes ecuaciones:

$$Q_{\text{absorbido}} = W_{\text{aceite}} \cdot C_{p_{\text{aceite}}} \cdot (T_{\text{Saceite}} - T_{\text{Eaceite}}) \quad [\text{AII-2.6}]$$

$$Q_{\text{cedido}} = W_{\text{vapor}} \cdot \lambda \quad [\text{AII-2.7}]$$

$$Q_{\text{intercambiado}} = Q_{\text{absorbido}} = Q_{\text{cedido}} \quad [\text{AII-2.8}]$$

Según los datos de los que se dispone, se está en disposición de calcular el calor absorbido. Por tanto, sustituyendo los correspondientes en la ecuación [AII-2.6], se obtiene:

$$Q_{\text{absorbido}} = \left( \frac{100}{3600} \right) \cdot 1970 \cdot (90 - 20) = 3830,56 \text{ J/s}$$

Por tanto, aplicando la ecuación [AII-2.8]:

$$Q_{\text{intercambiado}} = 3830,56 \text{ J/s}$$

✓ *Cálculo del caudal de vapor*

Aplicando la ecuación [AII-2.8] y sustituyendo datos en la ecuación [AII-2.7], se puede calcular el caudal de vapor necesario para aportar el calor cedido. Por tanto:

$$W_{\text{vapor}} = \frac{3830,56}{1939,487} \Rightarrow W_{\text{vapor}} = 1,98 \text{ Kg/s}$$



➤ **Cálculo de la temperatura media logarítmica**

De la ecuación de diseño ya se ha calculado el calor intercambiado. A continuación, se hallará el incremento de temperatura. Éste, teniendo en cuenta que la disposición es en contracorriente, se calcula como:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{Ecal} - T_{Sfrío}) - (T_{Scal} - T_{Efrío})}{Ln \frac{(T_{Ecal} - T_{Sfrío})}{(T_{Scal} - T_{Efrío})}} \quad [AII-2.9]$$

En este caso,  $T_{Ecal} = T_{Fcal} = T_{\text{saturación vapor}}$ ,  $T_{Efrío} = T_{\text{Eaceite}}$  y  $T_{Sfrío} = T_{\text{Saceite}}$ . Por tanto:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(179,96 - 90) - (179,96 - 20)}{Ln \frac{(179,96 - 90)}{(179,96 - 20)}} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 121,62 \text{ } ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo de U**

El coeficiente global de transferencia de materia, U, viene dado por la siguiente ecuación<sup>20</sup>:

$$U_o = \frac{1}{(D_o / D_i h_{di}) + (D_o / D_i h_i) + (x_w / k_w) (D_o / \bar{D}_L) + (1 / h_o) + (1 / h_{do})} \quad [AII-2.10]$$

donde:

$D_o$ : Diámetro exterior del tubo interno.

$D_i$ : Diámetro interior del tubo interno.

$h_i$ : Coeficiente individual de transmisión de calor por convección en el tubo interno.

$h_o$ : Coeficiente individual de transmisión de calor por convección en el tubo externo.

$h_{di}$  y  $h_{do}$ : Factores de ensuciamiento de los tubos interno y externo, respectivamente.

---

<sup>20</sup> En este caso, el U viene referido al área externa.

$k_w$ : Conductividad calorífica de la pared

$x_w$ : Espesor de la pared del tubo

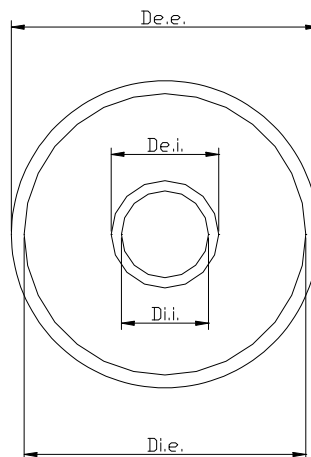
$\bar{D}_L$ : Diámetro medio logarítmico del tubo

Previamente, se considerará la simplificación de que la resistencia a la transmisión de calor por conducción a través de la pared del tubo interno es despreciable. Ello significa que el término  $(x_w / k_w)(D_o / \bar{D}_L)$  de la ecuación anterior es nulo. Por tanto, la ecuación queda como:

$$U_o = \frac{1}{(D_o / D_i h_{di}) + (D_o / D_i h_i) + (1 / h_o) + (1 / h_{do})} \quad [\text{AII-2.11}]$$

▪ Cálculo de las dimensiones de los tubos

Antes de hallar los coeficientes individuales de transmisión de calor, es preciso calcular los diámetros y espesores de los tubos que forman el intercambiador, para lo cual será necesario suponer la velocidad de circulación de los fluidos a través de ellos.



✓ Cálculo de las dimensiones del tubo interno

Para el cálculo del diámetro del tubo interno, por el cual circula el aceite, se hará uso de la siguiente relación:

$$Q_v = V \cdot S \quad [\text{AII-2.12}]$$

donde:

Q: Caudal volumétrico.

V: Velocidad del fluido

S: Sección de la tubería

Para el cálculo del caudal volumétrico, se empleará la ecuación  $W = \rho \cdot Q_v$  [AII-2.13]. Despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_{v \text{ aceite}} = \frac{(100/3600)}{889,46} \Rightarrow Q_{v \text{ aceite}} = 3,123 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

El aceite es un líquido muy viscoso. Se estima que, para el caso de este tipo de fluidos, la velocidad del mismo a la entrada de una bomba se encuentra en el intervalo 0,06-0,15 m/s, mientras que a la salida la velocidad suele oscilar entre 0,15-0,6 m/s. Como el fluido será impulsado hasta el intercambiador, se estaría en el segundo caso, por lo que se supondrá una velocidad del aceite de 0,15 m/s.

La sección de una tubería se calcula como  $S = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$  [AII-2.14]. Por tanto, sustituyendo en la ecuación [AII-2.12] y despejando el diámetro se obtiene lo siguiente:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,123 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 0,15}} \Rightarrow D = 0,016 \text{ m}$$

Éste sería el diámetro mínimo necesario para el caudal y la velocidad impuestos. A continuación, se tomará un diámetro estándar con su correspondiente espesor. Este diámetro se corresponderá con el siguiente valor más próximo al calculado de los diámetros estándar de tuberías. De esta manera, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo interno del intercambiador:

<b><i>DIMENSIONES PARA EL TUBO INTERNO</i></b>		
<i>DN</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,840 in</i>	<i>0,021 m</i>

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del aceite a través de la conducción interna. Así, despejando la velocidad de la ecuación [AII-2.12] y expresando la sección según la ecuación [AII-2.14], se obtiene que:

$$V_{aceite} = \frac{4,3,123 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 0,017^2} \Rightarrow V_{aceite} = 0,136 \text{ m/s}$$

✓ *Cálculo de las dimensiones del tubo externo*

Para el cálculo del diámetro del tubo externo, por el cual circula el vapor saturado, se utilizará también la ecuación [AII-2.12].

Como ya se calculó el caudal de vapor necesario, se puede emplear la ecuación [AII-2.13] para hallar el caudal volumétrico de fluido calefactor. Por tanto, despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_{v.f.calef.} = \frac{1,98}{914,81} \Rightarrow Q_{v.f.calef.} = 2,16 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

En cuanto a la velocidad, al tratarse de un fluido poco viscoso, se puede estimar que está comprendida entre 1,2 y 1,4 m/s, por lo que se supondrá una velocidad de 1,5 m/s. De esta manera, despejando  $S$  de la ecuación [AII-2.12], se obtiene:

$$S = \frac{2,16 \cdot 10^{-3}}{1,5} = 0,014 \text{ m}^2$$

En este caso, la sección por la que circula el vapor que se condensa es anular, por lo que se calcularía como  $S = \pi \cdot \frac{(D_{i.e.}^2 - D_{e.i.}^2)}{4}$  [AII-2.15], donde  $D_{i.e.}$  sería el diámetro interior del tubo externo y  $D_{e.i.}$  el diámetro exterior del tubo interno. De esta manera, despejando  $D_{i.e.}$  y sustituyendo datos, se obtiene que:

$$D_{i.e.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,014}{\pi} + 0,021^2} \Rightarrow D_{i.e.} = 0,048 \text{ m}$$

Éste sería el diámetro mínimo necesario para el caudal calculado y la velocidad supuesta. A continuación, se tomará un diámetro estándar con su correspondiente espesor de la misma manera que se hizo en el caso del tubo interno. Así, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo externo del intercambiador:

<b>DIMENSIONES PARA EL TUBO EXTERNO</b>		
<i>DN</i>	2	
<i>Schedule</i>	10S	
<i>D<sub>interior</sub></i>	2,157 in	0,055 m
<i>Espesor</i>	0,109 in	0,003 m
<i>D<sub>exterior</sub></i>	2,375 in	0,060 m

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del fluido a través de la conducción externa. Así, despejando la velocidad de la ecuación [AII-2.12] y expresando la sección según la ecuación [AII-2.15], se obtiene que:

$$V_{f.calef.} = \frac{2,16 \cdot 10^{-3}}{\pi \cdot \frac{(0,055^2 - 0,021^2)}{4}} \Rightarrow V_{f.calef.} = 1,08 \text{ m/s}$$

▪ Cálculo de  $h_i$  (coeficiente individual de transmisión de calor del aceite)

Para el cálculo del coeficiente individual interno,  $h_i$ , se empleará la ecuación de Sieder y Tate, cuya expresión es la siguiente:

$$Nu_d = 1,86(Re_d Pr)^{1/3} \left(\frac{D}{L}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad [\text{AII-2.16}]^{21}$$

donde:

- $Nu_d$  (nº Nusselt): Se calcula como  $Nu_d = \frac{h \cdot D}{k}$ , donde  $h$  es el coeficiente de transmisión de calor, que es el objetivo de cálculo,  $D$  el diámetro interior y  $k$  la conductividad térmica del fluido.
- $Re$  (nº Reynolds): Se calcula como  $Re = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu}$ , donde  $\rho$  es la densidad,  $V$  la velocidad y  $\mu$  la viscosidad del fluido.
- $Pr$  (nº Prandl): Se calcula como  $Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$ , donde  $C_p$  es la capacidad calorífica del fluido.
- $L$ : longitud del intercambiador.
- $\mu_w$ : viscosidad a la temperatura de la pared.

En esta fórmula, el coeficiente de transferencia de calor medio está basado en la media aritmética de las diferencias de temperaturas de entrada y salida, y todas las propiedades del fluido están evaluadas en el valor medio de la temperatura promedio del fluido (aceite), que en este caso es 55 °C, excepto  $\mu_w$ , que se evalúa a la temperatura de la pared.

Esta relación empírica fue propuesta para la transferencia de calor laminar en tubos lisos. Para comprobar que se trata de flujo laminar, se calculará el número de Reynolds:

<sup>21</sup> Sieder, E. N., y C. E. Tate: "Heat Transfer and Pressure Drop of Liquids in Tubes", *Ind. Eng. Chem.*, vol. 28, p. 1429, 1936

$$Re = \frac{889,46 \cdot 0,136 \cdot 0,017}{0,022} \Rightarrow Re = 96,03 < 2100 \Rightarrow \text{Régimen laminar}$$

Otra premisa que se ha de cumplir para poder aplicar esta ecuación es la verificación de la siguiente expresión:

$$Re \cdot Pr \cdot \frac{D}{L} > 10$$

Para realizar la comprobación, se hallará el número de Prandl:

$$Pr = \frac{1970 \cdot 0,022}{0,165} \Rightarrow Pr = 257,04$$

Obviamente, el valor de L no se conoce, puesto que es, precisamente, lo que al final se quiere averiguar. Sin embargo, se puede afirmar el cumplimiento de la condición anterior, ya que, para que el producto  $Re \cdot Pr \cdot D/L$  fuese 10, que sería el mínimo valor que podría tomar, L tendría que valer 40 m aproximadamente, lo cual no tendría sentido y, por tanto, no sería admisible en este Proyecto.

✓ *Cálculo de  $\mu_w$*

Para evaluar  $\mu_w$ , es decir, la viscosidad del fluido en la pared, es preciso encontrar la temperatura  $T_w$  (temperatura en la pared). Esta temperatura vendrá dada por la siguiente ecuación:

$$T_w = T \pm \Delta T_i \quad [\text{AII-2.17}]$$

donde

T: Temperatura media del fluido

±: Será “+” si se produce el calentamiento del fluido (es el caso) y “-” si se produce el enfriamiento del mismo.

$\Delta T_i$ : Este término viene dado por la expresión  $\Delta T_i = \frac{1/h_i}{1/h_i + D_{i.i.}/(D_{e.i.} h_e)} \Delta T$ .

Como se puede observar,  $\Delta T_i$  depende de  $h_e$  (coeficiente de transmisión de calor externo), que se calculará a continuación, de  $\Delta T$ , que es la diferencia de temperaturas medias de los dos fluidos ( $T_{\text{media f.calef.}} = 179,96 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $T_{\text{media aceite}} = 55 \text{ }^\circ\text{C}$ ), de  $D_{i.i}$  (diámetro interior del tubo interno),  $D_{e.i}$  (diámetro exterior del tubo interno) y de  $h_i$ , que es precisamente lo que se pretende calcular.

Por tanto, como se puede observar en la ecuación [AII-2.16],  $h_i$  depende de la longitud del intercambiador,  $L$ , que es la incógnita principal de este problema, y de la viscosidad del aceite a la temperatura de pared, la cual depende a su vez de  $h_i$ . Por tanto, no hay más remedio que resolver el problema de forma iterativa. La iteración comenzará suponiéndose una longitud de intercambiador y una temperatura de pared, calculándose la  $\mu_w$  correspondiente y  $h_i$ . Este valor de  $h_i$  se utilizará para recalcularse el valor de la temperatura de pared, volviendo a calcular  $\mu_w$  y  $h_i$ . El cálculo terminará cuando la temperatura de pared final coincida con la calculada en la iteración anterior.

Sin embargo, hay que tener en cuenta que, tras el cálculo de  $L$  mediante la ecuación de diseño [AII-2.5], habrá que volver a recalcularse el valor de  $h_i$ , y por tanto, se deberá repetir la iteración explicada anteriormente.

Tras varias iteraciones, se obtiene que  $\Delta T_i = 124,56 \text{ }^\circ\text{C}$ , por lo que  $T_w = 179,56 \text{ }^\circ\text{C}$ . Por tanto,  $\mu_w = 150 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ .

Finalmente, suponiendo una longitud de intercambiador de  $L = 5,63 \text{ m}$ , obtenida tras haber iterado con el valor resultante de la ecuación de diseño [AII-2.5], el valor del coeficiente individual interno, aplicando la ecuación [AII-2.16] y despejándolo del número de Nusselt, es:

$$h_i = \frac{0,165}{0,017} \left( 1,86(96,03 \cdot 257,04)^{1/3} \left( \frac{0,017}{5,53} \right)^{1/3} \left( \frac{0,022}{0,150 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,14} \right) \Rightarrow h_i = 151,375 \text{ W/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{C}$$



- Cálculo de  $h_e$  (coeficiente individual de transmisión de calor del fluido calefactor)

Para el cálculo del coeficiente individual externo,  $h_e$ , se empleará la expresión empírica propuesta por Akers, Deans y Crosser, para la condensación de vapor en el interior de tubos horizontales:

$$\frac{hD}{k} = 0,026 \cdot \text{Pr}^{1/3} \text{Re}_m^{0.8} \quad [\text{AII-2.18}]^{22}$$

donde el número de Reynolds se calcula como:

$$\text{Re}_m = \frac{D}{\mu_l} \left[ G_l + G_v \left( \frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{1/2} \right] \quad [\text{AII-2.19}]$$

donde

- D: En este caso, en el que la tubería “envuelve” a otra interior, D se refiere al diámetro equivalente,  $D_e$ , el cual se define como cuatro veces el radio hidráulico,  $r_H$ , el cual viene dado por  $r_H = S / P_m$ , donde S es el área de la sección por la que circula el fluido, que en este caso es anular, y  $P_m$  es el perímetro de la conducción en contacto con el fluido, también llamado perímetro mojado.
- $\mu_l$ : Viscosidad del fluido en estado líquido, a la temperatura de condensación.
- $G_l$  y  $G_v$ : Son los flujos másicos por unidad de área del fluido en estado vapor y en estado líquido. Ambos se calcularán como si cada uno ocupase el área total del flujo, teniendo en cuenta que aquí se trata de una sección anular. En cuanto al flujo másico, se tomará para cada uno la mitad del total.
- $\rho_l$ : Densidad del fluido en estado líquido, a la temperatura de condensación.
- $\rho_v$ : Densidad del fluido en estado vapor. Se calculará mediante la ecuación estado de los Gases Ideales (tomando la simplificación de que el vapor se comporta como un gas ideal).

A continuación, se calcularán los términos que no se conocen:

<sup>22</sup> Akers, W. W.; H. A. Deans, y O. K. Crosser: “Condensing Heat Transfer within Horizontal Tubes”, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, vol. 55, n.º 29, p. 171, 1958.

✓ *Cálculo de  $r_H$  y  $D_e$*

Previamente, se hallará el radio hidráulico:

$$r_H = \frac{S}{P_m} = \frac{\pi \cdot D_{i.e.} / 4 - \pi \cdot D_{e.i.} / 4}{\pi \cdot D_{e.i.} + \pi \cdot D_{i.e.}} = \frac{D_{i.e.} - D_{e.i.}}{4} = \frac{0,055 - 0,021}{4} \Rightarrow r_H = 0,0084 \text{ m}$$

Entonces, el diámetro equivalente es  $D_e = 4 \cdot r_H = 4 \cdot 0,0084$ , es decir,  $D_e = 0,033 \text{ m}$ .

✓ *Cálculo de  $G_l$  y  $G_v$*

Teniendo en cuenta lo que se comentó anteriormente, ambos flujos másicos por unidad de área serán iguales. Calculando la sección según la ecuación [AII-2.15] y sustituyendo datos, se obtiene:

$$G_l = G_v = \frac{1,98 / 2}{\pi \cdot \frac{(0,055^2 - 0,021^2)}{4}} = 493,76 \text{ Kg/s} \cdot \text{m}^2$$

✓ *Cálculo de  $\rho_v$*

Para el cálculo de la densidad del vapor se recurrirá a la ecuación de los Gases Ideales. Por tanto<sup>23</sup>:

$$\rho_v = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} = \frac{9,87 \cdot 18}{0,082 \cdot 452,96} = 4,783 \text{ Kg/m}^3$$

Conocidos ya todos los términos, se calculará el número de Reynolds según la ecuación [AII-2.19]:

$$Re_m = \frac{0,0084}{0,150 \cdot 10^{-3}} \left[ 493,76 + 493,76 \cdot \left( \frac{914,81}{4,78} \right)^{1/2} \right] \Rightarrow Re_m = 1633665,7$$

---

<sup>23</sup> En la ecuación de los Gases Ideales,  $P = 10 \text{ bar} = 9,87 \text{ atm}$ .

Por otro lado, el número de Prandl, que se calcula igual que en el caso anterior, es:

$$Pr = \frac{1937,22 \cdot 0,150 \cdot 10^{-3}}{0,684} \Rightarrow Pr = 0,423$$

Finalmente, despejando  $h_e$  de la ecuación [AII-2.18] y sustituyendo datos, se llega al siguiente resultado:

$$h_e = \left( \frac{0,684}{0,033} \right) \cdot 0,026 \cdot (0,423)^{1/3} \cdot (1633665,7)^{0,8} \Rightarrow h_e = 37334,38 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

- Factores de ensuciamiento

Durante el funcionamiento normal del intercambiador, las superficies de transmisión de calor no permanecen limpias. A uno o ambos lados de los tubos se deposita suciedad y se forman costras, provocando la aparición de resistencias adicionales al flujo de calor y reduciendo consecuentemente el coeficiente global. El valor de estos factores depende del fluido que circule por los tubos. A continuación, en la tabla [AII-2.3] aparecen valores de coeficientes de ensuciamiento para distintos fluidos en forma de resistencia, es decir, como  $1/h_d$ .

Como se puede observar, para el caso de aceites vegetales, el factor de ensuciamiento correspondiente a las costras depositadas en las superficies interior por parte del aceite es  $h_{di} = 1/0,0030 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ , es decir,  $h_{di} = 333,33 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ . Por su parte, la resistencia a la transmisión de calor por ensuciamiento del vapor de agua se va a considerar despreciable, suponiendo que no deja suciedad alguna en el tubo, por lo que el término  $1/h_{de}$  se considerará nulo.

Tipo de fluido	$R_{equiv} (m^2K/W)$
Agua de mar por debajo de 325°K	0,0009
Agua de mar por encima de 325°K	0,0003
Agua de alimentación de calderas por encima de 325°K	0,0005
Agua de río	0,001-0,004
Agua condensada en un ciclo cerrado	0,0005
Agua de torre de refrigeración tratada	0,001-0,002
Gasóleo ligero	0,0020
Gasóleo pesado	0,0030
Asfalto	0,0050
Gasolina	0,0010
Queroseno	0,0010
Soluciones cáusticas	0,0020
Fluido hidráulico	0,0010
Sales fundidas	0,0005
Aceite para temple	0,0007
Gases de escape de un motor	0,0100
Aceite combustible	0,0050
<del>Aceite para transformadores</del>	<del>0,0010</del>
Aceites vegetales	0,0030
Vapores de alcohol	0,0001
Vapor, cojinetes sin aceite	0,0005
Vapor, con aceite	0,0010
Vapores refrigerantes, con aceite	0,0020
Aire comprimido	0,0010
Líquido refrigerante	0,0010

Tabla AII-2.2 Resistencias a la transmisión de calor debidas al ensuciamiento de los equipos de transmisión de calor

En este momento, ya se está en disposición de calcular el coeficiente global de transmisión de calor. Sustituyendo datos en la ecuación [AII-2.11], se llega al siguiente valor de  $U_o$ :

$$U_o = \frac{1}{(0,021/0,017 \cdot 333,33) + (0,021/0,017 \cdot 151,38) + (1/37334,38) + 0} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow U_o = 83,34 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo del área de intercambio A y de la longitud del intercambiador**

Finalmente, sólo queda aplicar la ecuación de diseño [AII-2.5] para calcular el área y, por tanto, la longitud del intercambiador. Pues bien, despejando el área de intercambio de calor y sustituyendo los datos calculados, se obtiene que:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{3830,56}{83,34 \cdot 121,62} \Rightarrow A = 0,3779 \text{ m}^2$$

Como el coeficiente global se ha calculado con respecto al área exterior de intercambio de calor, el área calculada se refiere al área exterior del tubo interno. Por tanto, para calcular la longitud del cambiador de calor, basta con despejar la longitud de la fórmula que define tal superficie, es decir:

$$A = \pi \cdot D_{e.i.} \cdot L_{\text{intercambiador}} \Rightarrow L_{\text{intercambiador}} = \frac{0,3779}{\pi \cdot 0,021} \Rightarrow L_{\text{intercambiador}} = 5,63 \text{ m}^{24}$$

Se decidió construir un intercambiador de 6 metros, formando seis tramos rectos paralelos. Debido a la presencia del aislante térmico, que se comentará a continuación, la unión entre tramo y tramo recto se realizará mediante una pequeña conducción perpendicular, de 0,212 m, y dos codos de 90°.

### ➤ Aislamiento

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del intercambiador, es necesario aislarlo térmicamente de la temperatura ambiente mediante un aislante adecuado. Para ello, se empleará fibra de vidrio, por ser el más económico. Para su selección en el mercado, es necesario indicar qué tipo de elemento se desea aislar, el diámetro y la temperatura máxima que se alcanza. Como se trata de aislar tuberías, de 2 in de diámetro nominal y en donde se alcanza una temperatura entre 150 y 200 °C, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	80
<i>Espesor (mm)</i>	89

<sup>24</sup> Se recuerda que este valor ha sido calculado tras iterar con la temperatura de la pared, la viscosidad del aceite a esa temperatura, el coeficiente  $h_i$  y la longitud del cambiador.

➤ **Sustentación**

Aunque no es objeto de este Proyecto, es importante comentar que el cambiador de calor se montará sobre una estructura metálica que soporte cada uno de los tramos rectos del equipo.

### 2.2.3. Cálculo del recipiente mezclador de ácido fosfórico

El diseño del mezclador de  $H_3PO_4$  se ha llevado a cabo según el Reglamento de Aparatos a Presión, empleándose el código ASME, sección VIII división I, que se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

➤ **Volumen del recipiente**

El volumen del recipiente se decidirá según el caudal de entrada y el tiempo de residencia que el aceite deba permanecer en el mismo, de manera que:

$$V = \tau \cdot Q_v \quad [\text{AII-2.20}]$$

donde V es el volumen,  $\tau$  es el tiempo de residencia y  $Q_v$  es el caudal volumétrico.

El caudal volumétrico se calculará despejándolo de la ecuación [AII-2.13]. En este caso, los datos del caudal másico y de la densidad del aceite son los siguientes:

$$W_{\text{mezc.H}_3\text{PO}_4} = 100,118 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{\text{aceite}} (T = 80 \text{ }^\circ\text{C}) = 877,76 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Por tanto, } Q_{v_{\text{mezcl.H}_3\text{PO}_4}} = \frac{(100,118 / 3600)}{877,76} \Rightarrow Q_{v_{\text{mezcl.H}_3\text{PO}_4}} = 3,168 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Como el tiempo de residencia va a ser  $\tau = 1$  minuto, entonces el volumen necesario será:

$$V_{mezcl.H3PO4} = (1.60) \cdot 3,168 \cdot 10^{-5} \Rightarrow V_{mezcl.H3PO4} = 0,0019 \text{ m}^3$$

Según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.1, este depósito no puede llenarse más del 85% de su capacidad total, por lo que se ha creído conveniente tomar un margen de seguridad de un 20%. Así pues, el volumen aumentaría hasta  $1,2 \cdot V_{mezcl.H3PO4} = 0,0023 \text{ m}^3$ .

Finalmente, por adecuación a lo estandarizado en el mercado, se ha decidido que el volumen final de este recipiente sea  $V_{mezcl.H3PO4} = 0,003 \text{ m}^3 = 3 \text{ Litros}$ .

#### ➤ Presión de diseño

La presión de operación de este depósito es la presión atmosférica, es decir,  $1,03 \text{ Kg/cm}^2$ . El valor de la presión de diseño se ha fijado como el mayor de las siguientes posibilidades:

$$P \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq \text{Presión máxima de operación} + 2 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$$

Por tanto, en el caso que nos ocupa, la presión de diseño es de  $P_d = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$ .

#### ➤ Temperatura de diseño

La temperatura máxima de operación a la que puede encontrarse el aceite en este depósito es de  $80 \text{ }^\circ\text{C}$ . Por tanto, la temperatura de diseño del mismo será la temperatura de operación más un incremento de  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ , es decir,  $T_d = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ .

➤ **Material de construcción y Propiedades**

El material utilizado para la construcción de este depósito es acero inoxidable 316. Las propiedades de este material, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, son las que se expusieron en la tabla AII-2.1.

➤ **Cálculo del diámetro del depósito**

Para construir un recipiente de cierta capacidad con el mínimo material, debe determinarse la relación correcta entre la altura y el diámetro interior. La relación óptima puede hallarse mediante el gráfico Abakians (Fig. AII-2.1), como se hizo para el cálculo del depósito de alimentación, en el que se relaciona el volumen del recipiente con su diámetro de manera óptima. Para utilizar esta gráfica, es necesario conocer el factor F, que se calcula mediante la expresión [AII-2.1], se tomará un sobreespesor de corrosión de 1 mm, es decir, 0,039 in.

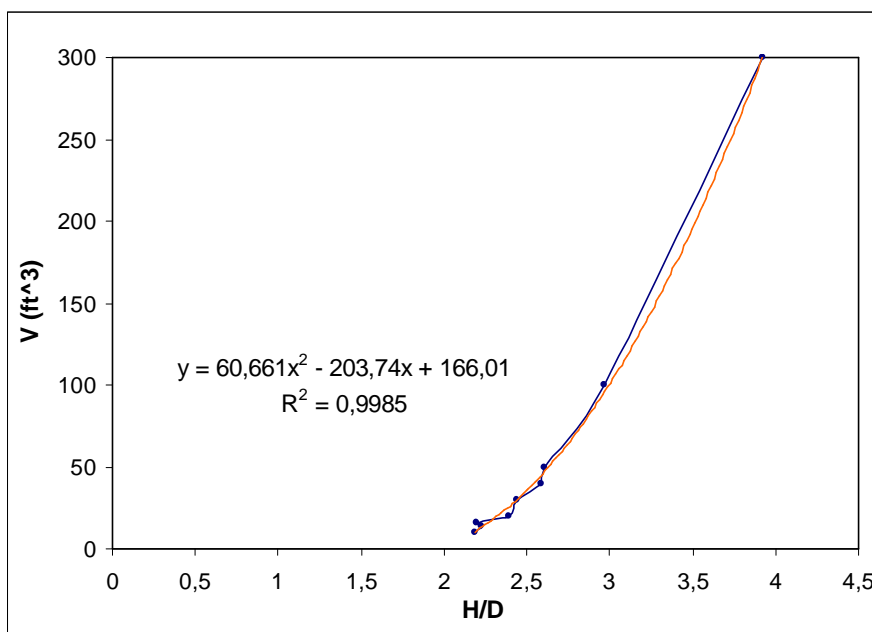
Por tanto, entrando en la gráfica figura AII-2.1 por ordenadas con el valor del volumen del depósito (en ft<sup>3</sup>) hasta la intersección con la recta de valor F, se obtendría en abscisas el valor del diámetro (en ft), pudiendo calcular también la altura aproximada del recipiente.. Sin embargo, el gráfico de Abakians sólo considera volúmenes mayores a 10 ft<sup>3</sup>, es decir, mayores de 283 Litros aproximadamente, por lo que se ha decidido realizar una extrapolación de dicha gráfica. Para ello, a partir de dicha gráfica, se tomaron distintos volúmenes de recipientes y sus respectivas relaciones Altura/Diámetro, sabiendo que el valor del parámetro  $F \cong 0,08$  (sólo hay que sustituir los datos en su ecuación). A continuación, se llevó a cabo la construcción de la siguiente tabla de datos:

V (ft <sup>3</sup> )	D <sub>interior</sub> (ft)	S = ( $\pi \cdot D_{interior}^2$ )/4 (ft <sup>2</sup> )	H (ft)	H/D
300	4,6	16,619	18,052	3,924
100	3,5	9,621	10,394	2,970
50	2,9	6,605	7,570	2,610
40	2,7	5,723	6,986	2,587
30	2,5	4,909	6,111	2,445



20	2,2	3,801	5,261	2,392
16	2,1	3,464	4,619	2,200
14	2,0	3,141	4,456	2,228
10	1,8	2,545	3,930	2,183

Pues bien, representando gráficamente el volumen frente a la relación altura/diámetro se obtuvo lo siguiente:



Como se puede observar, la representación del volumen frente a la relación H/D se ajusta a una ecuación polinomial de grado 2 con un  $R^2 = 0,9985$ , considerándose un buen ajuste. Por tanto, para calcular la relación H/D de este recipiente, se realizará una iteración, de forma que se comenzará suponiendo un valor de H/D hasta que el valor del volumen sea el del depósito, que en este caso es 3 Litros = 0,11 ft<sup>3</sup>. De esta manera, mediante la herramienta *Solver* del programa Excel, se llega a que para el volumen requerido, la relación H/D es de 1,97. Finalmente, el diámetro del recipiente se obtendrá de la siguiente manera:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = \frac{\pi \cdot D^3}{4} \cdot \frac{H}{D} \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi \cdot H/D}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 0,11}{\pi \cdot 1,97}} = 0,420 \text{ ft} \Rightarrow$$

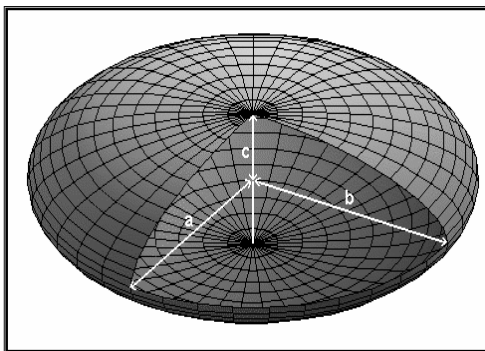
$$D_{int} = 0,128 \text{ m} = 5,037 \text{ in}$$

Por otro lado, la altura aproximada del recipiente, despejándola de la ecuación del volumen de un cilindro, [AII-2.2], sería  $H = 0,828 \text{ ft} = 0,252 \text{ m}$ .

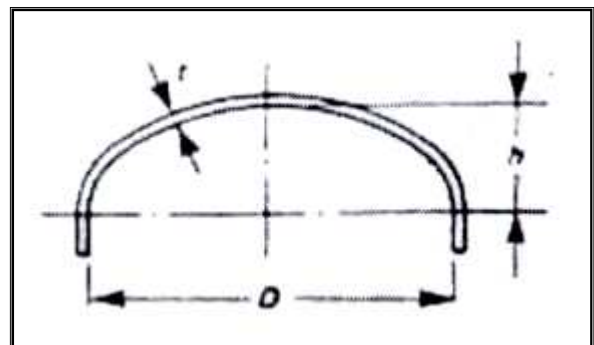
➤ **Cálculo de cabeza, fondo y virola. Altura total**

En el recipiente mezclador de ácido, se ha decidido diseñar la parte superior con cabeza elipsoidal 2:1, mientras que el fondo será de tipo cónico, con el fin de favorecer la salida del aceite.

▪ **Cabeza elipsoidal 2:1**



Dimensiones de un elipsoide



Cabeza elipsoidal 2:1

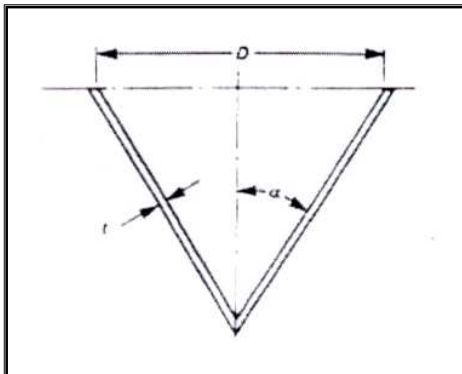
Para el cálculo de la cabeza elipsoidal de este depósito se ha seguido el mismo procedimiento que el que se siguió para el caso del depósito de alimentación (apartado 2.2.1).

Por tanto:

$D_{interior}$ (m)	0,128
$H_{elipsoidal}$ (m)	0,032
$a = b$ (m)	0,064
$V_{elipsoidal}$ (m <sup>3</sup> )	$2,7 \cdot 10^{-4}$

▪ Fondo cónico

El fondo cónico se caracteriza principalmente por tres parámetros:



Fondo cónico

- El diámetro, que será el calculado para el recipiente.
- El ángulo del cono con la vertical,  $\alpha$ .
- La altura del cono hasta la virola, H, la cual se calcula con la siguiente fórmula:

$$H_{cono} = \frac{D/2}{\text{tag}\alpha}$$

Se ha decidido que el valor del ángulo  $\alpha = 30^\circ$ . Por tanto, la altura del fondo será:

$$H_{cono} = \frac{0,128/2}{\text{tag}30} = 0,111 \text{ m}$$

El volumen d un cono se calcula como  $V_{cono} = \frac{\pi \cdot (D^2 / 4) H_{cono}}{3}$ , [AII-2.21]. Por tanto, sustituyendo datos:

$$V_{cono} = \frac{\pi \cdot (0,128^2 / 4) 0,111}{3} = 4,7 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3$$

Así pues, los parámetros del fondo cónico de este depósito son los siguientes:

$D_{interior}$ (m)	0,128
$\alpha$	$30^\circ$
$H_{cónico}$ (m)	0,111
$V_{cónico}$ ( $\text{m}^3$ )	$4,7 \cdot 10^{-4}$

▪ Virola

El volumen de la virola se calcula de la siguiente manera:

$$V_{virola} = V_{total} - V_{elipsoidal} - V_{cónico}$$

De esta manera, la altura de la misma se puede hallar despejándola de la ecuación del volumen de un cilindro, es decir,  $H = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}$ , donde D es el diámetro calculado.

Por tanto:

D <sub>interior</sub> (m)	0,128
V <sub>virola</sub> (m <sup>3</sup> )	2,5·10 <sup>-3</sup>
H <sub>virola</sub> (m)	0,194

Por tanto, la altura total del depósito será  $H_{total} = H_{virola} + H_{elipsoidal} + H_{cónico} = 0,337$  m.

✓ Comprobación de la Presión de diseño

Teniendo en cuenta la altura total, se calculará la presión manométrica del depósito suponiendo que se encuentra lleno al 100%, por si hubiese que reconsiderar la presión de diseño. La presión manométrica se calcula según la ecuación [AII-2.4], donde:

$$\rho_{aceite} \text{ (densidad a la } T = 80 \text{ °C)} = 877,76 \text{ Kg/m}^3$$

$$g = 9,81: \text{ constante gravitatoria (m/s}^2\text{)}$$

Por tanto,  $P_{manométrica} = 2899,7 \text{ Pa} = 0,030 \text{ Kg/cm}^2$ . Tomando la mayor de las posibilidades para decidir la presión de diseño, ésta seguiría siendo  $P_d = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$ .

➤ **Cálculo del espesor. Diámetro exterior**

La caracterización geométrica del depósito finalizará con el cálculo del espesor del mismo. Para ello, se determinarán el espesor de la virola, el de la cabeza elipsoidal y el del fondo cónico, necesario para soportar la presión de diseño de 3,5 Kg/cm<sup>2</sup> estando sometidos a tensión longitudinal y circunferencial. Finalmente, se tomará como espesor del depósito el mayor de todos ellos.

	Tensión Longitudinal	Tensión Circunferencial
<b>Virola</b>	$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} = 0,00783 \text{ in}$	$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = 0,00785 \text{ in}$
<b>Cabeza elipsoidal</b>	$t = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = 0,00784 \text{ in}$	
<b>Fondo cónico</b>	$t = \frac{P \cdot D_i}{4 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E + 0,4 \cdot P)} = 0,0045 \text{ in}$	$t = \frac{P \cdot D_i}{4 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E - 0,4 \cdot P)} = 0,0091 \text{ in}$

donde:

t: Espesor de pared (in)

P: Presión de diseño (psi)

R<sub>i</sub>: Radio interno (in)

D<sub>i</sub>: Diámetro interno (in)

S: Esfuerzo del material a la T<sub>diseño</sub>

E: Factor de eficiencia de soldadura

α: Ángulo del fondo cónico con la vertical

Por tanto, se tomará como espesor de pared t = 0,0091 in, que es el necesario por tensión circunferencial en el fondo cónico. Además, se deberá añadir un sobreespesor de corrosión, c, que, como se ha indicado anteriormente, será de 1 mm = 0,039 in. Por tanto, el espesor mínimo necesario, teniendo en cuenta la posible corrosión, es:

$$t_{\text{mínimo}} = 0,0012 \text{ m} = 0,048 \text{ in}$$

Finalmente, para decidir el espesor mínimo, se tomará el mayor de los siguientes valores:

- El espesor calculado anteriormente:  $t_{\text{mínimo calculado}} = 0,0012 \text{ m} = 0,048 \text{ in.}$
- El espesor mínimo exigido por el código ASME Sección VIII División 1:  $t_{\text{mínimo ASME}} = 2,5 + c \text{ (mm)} \Rightarrow t_{\text{mínimo ASME}} = 3,5 \text{ mm} = 0,14 \text{ in.}$
- El espesor mínimo requerido para aceros inoxidable:  $t_{\text{mínimo A316}} = 3 + c \text{ (mm)} \Rightarrow t_{\text{mínimo A316}} = 4 \text{ mm} = 0,16 \text{ in.}$

Por tanto, el espesor mínimo de la pared del recipiente será  $t_{\text{mínimo}} = 4 \text{ mm} = 0,16 \text{ in.}$

Consecuentemente, el diámetro exterior se puede calcular como  $D_{\text{ext}} = D_{\text{int}} + 2 \cdot t_{\text{mín.}}$ , es decir,  $D_{\text{ext}} = 0,129 \text{ m} = 5,07 \text{ in.}$

➤ **Dimensiones finales**

Con el fin de ajustarse a las dimensiones estandarizadas en el mercado, las correspondientes a este recipiente mezclador serán las siguientes:

<b>DIMENSIONES DEL DEPÓSITO MEZCLADOR DE ÁCIDO</b>		
$D_{\text{ext}}$	5,5 in	0,140 m
Espesor pared (t)	0,25 in	0,0064 m
$H_{\text{elipsoidal}}$		0,032 m
$H_{\text{cónico}}$		0,110
$H_{\text{virola}}$		0,198 m
$H_{\text{total}}$		0,340 m

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del mezclador, es necesario aislarlo térmicamente mediante un aislante adecuado. Para ello, y por razones económicas, se empleará fibra de vidrio. Para su selección en el mercado, hay que indicar que se trata de un depósito de 5,5 in de diámetro y que no llega a alcanzar la temperatura de 100 °C. Sabiendo esta información, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>48</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>64</i>

➤ **Sustentación**

Este depósito se instalará sobre una estructura metálica debido, por un lado, a su pequeño tamaño y, por otro, a que se encuentra a una determinada altura con respecto al suelo, con el fin de favorecer la circulación del fluido por gravedad. Dicha estructura metálica no será objeto de este Proyecto.

#### **2.2.4. Cálculo para la selección del mezclador estático**

Para adquirir un mezclador estático, se debe determinar el diámetro del mismo y la longitud necesaria para la mezcla. Se eligió un mezclador estático de la marca comercial *Cole-Parmer*, consistente en un mezclador tipo helicoidal de acero inoxidable para fluidos alimentarios altamente viscosos.

Dentro de los diámetros disponibles este modelo, se seleccionó el más próximo superior al de la tubería que conduce el fluido hasta este punto. Por tanto, se decidió tomar el diámetro interno de 0,87 in = 0,022 m. A este diámetro interno le corresponde un diámetro exterior de 1 in = 0,025 m.

A continuación, sólo falta decidir qué longitud de mezclador se va a solicitar. La casa comercial ofrece dos medidas estándar, a saber, 9 in, compuesto por 6 elementos, y 18 in, formado por 12 elementos, pudiendo, en caso necesario, adquirir más de una unidad. Para ello, se ha estimado un tiempo de residencia en el interior del mezclador de 5 segundos, tiempo suficiente para llevar a cabo la mezcla dentro de un mezclador de este tipo, teniendo en cuenta, además, que seguidamente se va a pasar a un depósito de retención.

Sabiendo que:

$$W_{\text{mezc. estático H}_2\text{O}} = 102,12 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{\text{aceite}} (T = 80 \text{ °C}) = 877,76 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Entonces, } Q_{\text{mezcl. estático H}_2\text{O}} = \frac{(102,12 / 3600)}{877,76} \Rightarrow Q_{\text{v mezcl. estático H}_2\text{O}} = 3,232 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Por otro lado, se puede calcular la velocidad del fluido a través de este mezclador, despejándola de la ecuación [AII-2.12], sabiendo el caudal volumétrico y la sección, es decir:

$$V = \frac{3,232 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot (0,022^2 / 4)} = 0,084 \text{ m/s}$$

Teniendo en cuenta que el tiempo de residencia es de 5 segundos y sabiendo la velocidad del fluido, se puede calcular la longitud necesaria para el mezclado, de la siguiente forma:

$$V = \frac{L}{t} \Rightarrow L = V \cdot t = 0,084 \cdot 5 \Rightarrow L_{\text{mezcl. estático H}_2\text{O}} = 0,421 \text{ m}$$

Así pues, según las longitudes ofrecidas, se ha decidido adquirir un mezclador estático de 18 in, es decir, de una longitud de 0,457 m.

Por tanto, las características de este mezclador son las siguientes:



<i>Mezclador tipo Helicoidal</i>	
<i>Nº Elementos</i>	<i>12</i>
<i>Longitud (m)</i>	<i>0,457</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,025</i>
<i>Diámetro interior (m)</i>	<i>0,022</i>
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del mezclador, es necesario aislarlo térmicamente mediante un aislante adecuado. Para ello, y por razones económicas, se empleará fibra de vidrio. Para su selección en el mercado, hay que indicar que se trata de una tubería de 1 in de diámetro y que no llega a alcanzar la temperatura de 100 °C. Sabiendo esta información, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>51</i>

### 2.2.5. Cálculo del depósito de retención del Desgomado

El diseño del depósito de retención del Desgomado se ha llevado a cabo según el Reglamento de Aparatos a Presión, empleándose el código ASME, sección VIII división I, que se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

➤ **Volumen del recipiente**

El volumen del recipiente se decidirá según el caudal de entrada y el tiempo de residencia que el aceite deba permanecer en el mismo, de manera que se calculará según la ecuación [AII-2.20].

El caudal volumétrico se calculará despejándolo de la ecuación [AII-2.13]. Los datos del caudal másico y de la densidad del aceite en este punto son los siguientes:

$$W_{dep.ret.Desgomado} = 102,12 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{aceite} (T = 80 \text{ °C}) = 877,76 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Por tanto, } Q_{dep.ret.Desgomado} = \frac{(102,12 / 3600)}{877,76} \Rightarrow Q_{v dep.ret.Desgomado} = 3,232 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Como el tiempo de residencia en este caso va a ser  $\tau = 15$  minutos, entonces el volumen necesario será:

$$V_{dep.ret.Desgomado} = (15 \cdot 60) \cdot 3,232 \cdot 10^{-5} \Rightarrow V_{dep.ret.Desgomado} = 0,029 \text{ m}^3$$

Según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.1, este depósito no puede llenarse más del 85% de su capacidad total, por lo que se ha creído conveniente tomar un factor de sobredimensionamiento de un 1,5; de esta manera, el volumen aumentaría hasta  $1,5 \cdot V_{dep.ret.Desgomado} = 0,044 \text{ m}^3$ .

Finalmente, por adecuación a lo estandarizado en el mercado, se ha decidido que el volumen final de este recipiente sea  $V_{dep.ret.Desgomado} = 0,050 \text{ m}^3 = 50 \text{ Litros}$ .

➤ **Presión de diseño**

La presión de operación de este depósito es la presión atmosférica, es decir,  $1,03 \text{ Kg/cm}^2$ . El valor de la presión de diseño se ha fijado como el mayor de las siguientes posibilidades:

$$P \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq \text{Presión máxima de operación} + 2 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$$

Por tanto, en el caso que nos ocupa, la presión de diseño es de  $P_d = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$ .

➤ **Temperatura de diseño**

La temperatura máxima de operación a la que puede encontrarse el aceite en este depósito es de 80 °C. Por tanto, la temperatura de diseño del mismo será la temperatura de operación más un incremento de 20 °C, es decir,  $T_d = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ .

➤ **Material de construcción y Propiedades**

El material utilizado para la construcción de este depósito es acero inoxidable 316. Las propiedades de este material, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, son las que se expusieron en la tabla AII-2.1

➤ **Cálculo del diámetro del depósito**

Al igual que en el diseño de depósitos anteriores, se determinará el diámetro óptimo del depósito mediante el gráfico de Abakians. Al no llegar el volumen al mínimo que ofrece el gráfico citado, y siendo el valor del factor  $F = \frac{P}{c \cdot S \cdot E} \cong 0,08$  (donde  $c = 1 \text{ mm}$ , es decir,  $0,039 \text{ in}$ ), se puede recurrir a la misma expresión que se calculó para el caso del mezclador de ácido fosfórico (apartado 2.2.3), es decir,  $V \text{ (ft}^3\text{)} = 60,661 \cdot (H/D)^2 - 203,74 \cdot (H/D) + 166,01$ . Por tanto, al igual que entonces, para calcular la relación H/D de este recipiente, se realizarán las iteraciones oportunas en dicha ecuación, de forma que se comenzará suponiendo un valor de H/D hasta que el valor del volumen sea el del depósito, que en este caso es 50 Litros =  $1,77 \text{ ft}^3$ . De esta manera, mediante la herramienta *Solver* del programa Excel, se llega a que para el volumen requerido, la relación H/D es de 2,01. Finalmente, el diámetro del recipiente se obtendrá de la siguiente manera:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = \frac{\pi \cdot D^3}{4} \cdot \frac{H}{D} \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot H / D}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 1,77}{\pi \cdot 2,01}} = 1,038 \text{ ft} \Rightarrow$$

$$D_{int} = 0,316 \text{ m} = 12,456 \text{ in}$$

Por otro lado, la altura aproximada del recipiente, despejándola de la ecuación del volumen de un cilindro, [AII-2.2], sería  $H = 2,092 \text{ ft} = 0,638 \text{ m}$ .

➤ **Cálculo de cabeza, fondo y virola. Altura total**

En el depósito de retención, se ha decidido diseñar la parte superior con cabeza elipsoidal 2:1, mientras que el fondo será de tipo cónico, con el fin de favorecer la salida del aceite.

▪ **Cabeza elipsoidal 2:1**

El cálculo de la cabeza elipsoidal de este depósito sigue el mismo procedimiento que el que se siguió para el caso del depósito de alimentación (apartado 2.2.1 del presente Anexo II).

Por tanto:

$D_{interior}$ (m)	0,316
$H_{elipsoidal}$ (m)	0,079
$a = b$ (m)	0,158
$V_{elipsoidal}$ (m <sup>3</sup> )	$4,1 \cdot 10^{-3}$

▪ **Fondo cónico**

El procedimiento de cálculo de este fondo cónico será el mismo que el seguido para el depósito mezclador de ácido (apartado 2.2.3 del presente Anexo II). Este fondo cónico se caracteriza por:

- El diámetro será el calculado para el recipiente.
- $\alpha = 30^\circ$ .
- La altura del cono hasta la virola, H, es

$$H_{cono} = \frac{0,316/2}{\text{tag}30} = 0,274 \text{ m}$$

El volumen que ocupa este fondo cónico, cuyo cálculo se realiza mediante la fórmula [AII-2.21], es:

$$V_{cono} = \frac{\pi \cdot (0,316^2 / 4) \cdot 0,274}{3} = 7,2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

Así pues, los parámetros del fondo cónico de este depósito son los siguientes:

$D_{\text{interior}}$ (m)	0,316
$\alpha$	$30^\circ$
$H_{\text{cónico}}$ (m)	0,274
$V_{\text{cónico}}$ ( $\text{m}^3$ )	$7,2 \cdot 10^{-3}$

▪ Virola

El volumen de la virola se calcula de la siguiente manera:

$$V_{virola} = V_{total} - V_{elipsoidal} - V_{cónico}$$

De esta manera, la altura de la misma se puede hallar despejándola de la ecuación del volumen de un cilindro, [AII-2.2], donde D es el diámetro calculado.

Por tanto:

$D_{\text{interior}}$ (m)	0,316
$V_{\text{virola}}$ (m <sup>3</sup> )	0,039
$H_{\text{virola}}$ (m)	0,493

Por tanto, la altura total del depósito será  $H_{\text{total}} = H_{\text{virola}} + H_{\text{elipsoidal}} + H_{\text{cónico}} = 0,847$  m.

✓ Comprobación de la Presión de diseño

Teniendo en cuenta la altura total, se calculará la presión manométrica del depósito suponiendo que se encuentra lleno al 100%, por si hubiese que reconsiderar la presión de diseño. La presión manométrica se calcula según la ecuación [AII-2.4], donde:

$$\rho_{\text{aceite}} \text{ (densidad a la } T = 80 \text{ }^\circ\text{C)} = 877,76 \text{ Kg/m}^3$$

$$g = 9,81: \text{ constante gravitatoria (m/s}^2\text{)}$$

Por tanto,  $P_{\text{manométrica}} = 7289,4 \text{ Pa} = 0,074 \text{ Kg/cm}^2$ . Tomando la mayor de las posibilidades para decidir la presión de diseño, ésta seguiría siendo  $P_d = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$ .

➤ Cálculo del espesor. Diámetro exterior

La caracterización geométrica del depósito finalizará con el cálculo del espesor del mismo. Para ello, se determinarán el espesor de la virola, el de la cabeza elipsoidal y el del fondo cónico, necesario para soportar la presión de diseño de  $3,5 \text{ Kg/cm}^2$  estando sometidos a tensión longitudinal y circunferencial. Finalmente, se tomará como espesor del depósito el mayor de todos ellos.

	Tensión Longitudinal	Tensión Circunferencial
<b>Virola</b>	$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} = 0,01936 \text{ in}$	$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = 0,01942 \text{ in}$

<b>Cabeza elipsoidal</b>	$t = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = 0,01939 \text{ in}$	
<b>Fondo cónico</b>	$t = \frac{P \cdot D_i}{4 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E + 0,4 \cdot P)} = 0,01118 \text{ in}$	$t = \frac{P \cdot D_i}{4 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E + 0,4 \cdot P)} = 0,02243 \text{ in}$

donde:

t: Espesor de pared (in)

P: Presión de diseño (psi)

R<sub>i</sub>: Radio interno (in)

D<sub>i</sub>: Diámetro interno (in)

S: Esfuerzo del material a la T<sub>diseño</sub>

E: Factor de eficiencia de soldadura

α: Ángulo del fondo cónico con la vertical

Por tanto, se tomará como espesor de pared  $t = 0,02243 \text{ in}$ , que es el necesario por tensión circunferencial en el fondo cónico. Además, se deberá añadir un sobreespesor de corrosión,  $c$ , que, como se ha indicado anteriormente, será de  $1 \text{ mm} = 0,039 \text{ in}$ . Por tanto, el espesor mínimo necesario, teniendo en cuenta la posible corrosión, es:

$$t_{\text{mínimo}} = 0,0016 \text{ m} = 0,062 \text{ in}$$

Finalmente, para decidir el espesor mínimo, se tomará el mayor de los siguientes valores:

- El espesor calculado anteriormente:  $t_{\text{mínimo calculado}} = 0,0016 \text{ m} = 0,062 \text{ in}$ .
- El espesor mínimo exigido por el código ASME Sección VIII División 1:  $t_{\text{mínimo ASME}} = 2,5 + c \text{ (mm)} \Rightarrow t_{\text{mínimo ASME}} = 3,5 \text{ mm} = 0,14 \text{ in}$ .
- El espesor mínimo requerido para aceros inoxidable:  $t_{\text{mínimo A316}} = 3 + c \text{ (mm)} \Rightarrow t_{\text{mínimo A316}} = 4 \text{ mm} = 0,16 \text{ in}$ .

Por tanto, el espesor mínimo de la pared del recipiente será  **$t_{\text{mínimo}} = 4 \text{ mm} = 0,16 \text{ in}$** .

Consecuentemente, el diámetro exterior se puede calcular como  $D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t_{mín}$ , es decir,  $D_{ext} = 0,317 \text{ m} = 12,49 \text{ in}$ .

➤ **Dimensiones finales**

Con el fin de ajustarse a las dimensiones estandarizadas en el mercado, las correspondientes a este depósito de retención serán las siguientes:

<b>DIMENSIONES DEL DEPÓSITO DE RETENCIÓN</b>		
$D_{ext}$	12,5 in	0,318 m
Espesor pared (t)	0,25 in	0,0064 m
$H_{elipsoidal}$	0,076 m	
$H_{cónico}$	0,264	
$H_{virola}$	0,548 m	
$H_{total}$	0,888 m	

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del depósito, es necesario aislarlo térmicamente mediante un aislante adecuado. Para ello, y por razones económicas, se empleará fibra de vidrio. Para su selección en el mercado, hay que indicar que se trata de un depósito de 12,5 in de diámetro y que no llega a alcanzar la temperatura de 100 °C. Sabiendo esta información, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	48
<i>Espesor (mm)</i>	64



➤ **Sustentación**

Según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.1, la sustentación de este depósito se realizará mediante su apoyo sobre patas. El tipo y las dimensiones de estos soportes correrán a cargo del fabricante y serán función de las dimensiones del depósito y del peso de líquido a contener.

### 2.2.6. Cálculo del depósito pulmón 1

Los depósitos “pulmón”, instalados en la planta a la salida de la primera y última centrífuga y antes de las bombas B y F, respectivamente, tienen el objeto de asegurar un caudal de líquido a las bombas posteriores. El diseño de estos recipientes se ha llevado a cabo según el Reglamento de Aparatos a Presión, empleándose el código ASME, sección VIII división I, que se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

➤ **Volumen del recipiente**

El volumen del recipiente se decidirá según el caudal de entrada y el tiempo de residencia que el aceite deba permanecer en el mismo, de manera que se calculará según la ecuación [AII-2.20].

El caudal volumétrico se calculará despejándolo de la ecuación [AII-2.13]. Los datos del caudal másico y de la densidad del aceite en este punto son los siguientes:

$$W_{\text{dep.pulmón 1}} = 94,323 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{\text{aceite}} (T = 80 \text{ °C}) = 877,76 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Por tanto, } Q_{\text{dep.pulmón 1}} = \frac{(102,12/3600)}{877,76} \Rightarrow Q_{v \text{ dep.pulmón 1}} = 2,985 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Como el tiempo de residencia en este caso va a ser  $\tau = 1 \text{ minuto} = 60 \text{ segundos}$ , entonces el volumen necesario será:

$$V_{dep.pulmón\ 1} = 60 \cdot 2,985 \cdot 10^{-5} \Rightarrow V_{dep.pulmón\ 1} = 0,0018\ m^3$$

Según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.1, este depósito no puede llenarse más del 85% de su capacidad total, por lo que se ha creído conveniente tomar un factor de sobredimensionamiento de 1,2. Así pues, el volumen aumentaría hasta  $1,2 \cdot V_{dep.pulmón\ 1} = 0,0021\ m^3$ .

Finalmente, por adecuación a lo estandarizado en el mercado, se ha decidido que el volumen final de este recipiente sea  $V_{dep.pulmón\ 1} = 0,003\ m^3 = 3\ Litros$ .

➤ **Presión de diseño**

La presión de operación de este depósito es la presión atmosférica, es decir,  $1,03\ Kg/cm^2$ . El valor de la presión de diseño se ha fijado como el mayor de las siguientes posibilidades:

$$P \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq \text{Presión máxima de operación} + 2\ (\text{Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq 3,5\ \text{Kg/cm}^2$$

Por tanto, en el caso que nos ocupa, la presión de diseño es de  $P_d = 3,5\ \text{Kg/cm}^2$ .

➤ **Temperatura de diseño**

La temperatura máxima de operación a la que puede encontrarse el aceite en este depósito es de  $80\ ^\circ C$ . Por tanto, la temperatura de diseño del mismo será la temperatura de operación más un incremento de  $20\ ^\circ C$ , es decir,  $T_d = 100\ ^\circ C$ .

➤ **Material de construcción y Propiedades**

El material utilizado para la construcción de este depósito es acero inoxidable 316. Ello implica que las propiedades de este material, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, son las que se expusieron en la tabla AII-2.1.

A partir de este punto, el cálculo del diámetro interior, de los fondos, que serán de tipo elipsoidal el superior y de tipo cónico el inferior, y del espesor y el diámetro exterior se realizarán exactamente igual que en el caso del recipiente mezclador de ácido fosfórico (apartado 2.2.3 del presente Anexo II), puesto que las dimensiones son las mismas.

➤ **Dimensiones finales**

Obviamente, las dimensiones finales serán también iguales al caso citado anteriormente, por tanto:

<b>DIMENSIONES DEL DEPÓSITO PULMÓN</b>		
$D_{ext}$	5,5 in	0,140 m
Espe $s$ or pared ( $t$ )	0,25 in	0,0064 m
$H_{elipsoidal}$	0,032 m	
$H_{cónico}$	0,110	
$\alpha$	30°	
$H_{virola}$	0,198 m	
$H_{total}$	0,340 m	

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del depósito, es necesario aislarlo térmicamente mediante un aislante adecuado. Para ello, y por razones económicas, se empleará fibra de vidrio. Para su selección en el mercado, hay que indicar que se trata de un depósito de 5,5 in de diámetro y que no llega a alcanzar

la temperatura de 100 °C. Sabiendo esta información, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>48</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>64</i>

➤ **Sustentación**

Este depósito se instalará sobre una estructura metálica debido, fundamentalmente, al igual que el depósito mezclador de ácido. Dicha estructura metálica no será objeto de este Proyecto.

### 3. Neutralización

En este apartado se expondrán todos los cálculos relativos a la etapa de Neutralización del aceite. Primeramente, se expondrá el estudio cinético de la reacción de neutralización llevado a cabo en el Instituto de la grasa (CSIC-Sevilla). A continuación, se mostrarán los balances de materia de esta etapa para luego detallar el cálculo de cada uno de los equipos diseñados.

#### 3.1. Estudio cinético

Para el estudio cinético de la reacción de Neutralización de los ácidos grasos se empleó un aceite de orujo con una acidez de 12° (12% en ácido oleico)<sup>25</sup>. El objetivo de este experimento es conocer la variación de la acidez del aceite en función del tiempo y de la temperatura desde que comienza la reacción con el hidróxido sódico.

Como el fin perseguido es el anteriormente comentado, y no evitar las mayores pérdidas posibles, se suprimió la etapa inicial de Desgomado, realizando directamente la Neutralización del aceite.

Primeramente, se pensó en llevar a cabo experimentos a 40, 75 y 90 °C, tomando muestras a los 0, 2, 5 y 10 minutos en cada caso. De esta manera, se podría conocer la rapidez de la reacción y el valor de la constante cinética K en función de la temperatura. Así pues, se comenzó con la primera prueba:

##### Experimento 1

Para este primer experimento se pesaron 600 gramos de aceite en una lata de ensayo de acero inoxidable. Esta prueba se llevó a cabo a 40 °C de temperatura y se decidió emplear una disolución de sosa de 18° Bé, es decir, de una concentración de 144 g/L, con un exceso de un 10%, (esta concentración suele ser la habitual en la refinación de aceites). Para conocer el volumen de esta disolución de sosa necesario, basta con un cálculo muy sencillo. Sabiendo que la estequiometría es 1:1, 12% de acidez,  $P_{m \text{ NaOH}} = 40 \text{ g/mol}$  y  $P_{m \text{ Oleico}} = 282 \text{ g/mol}$ :

---

<sup>25</sup> La acidez de este aceite se midió según la norma UNE 55011 de Determinación de la acidez de un aceite (ver final de este apartado).

- Cantidad de AGL (considerándolo todo como ácido oleico):

$$g \text{ AGL} = \frac{600 \cdot 12}{100} = 72 \text{ g AGL}$$

- Cantidad de NaOH para la neutralización estequiométrica:

$$g \text{ NaOH} = \frac{72 \cdot 40}{282} = 10,21 \text{ g NaOH}$$

- Cantidad de disolución de NaOH de 18 °Bè para la neutralización estequiométrica:

$$mL \text{ DÓN} = \frac{10,21 \cdot 1000}{144} = 70,93 \text{ mL DÓN}$$

Teniendo en cuenta el 10% de exceso, el volumen a emplear de esta disolución, fue de  $70,93 \cdot 1,1$ , es decir, 78 mL.

Una vez tomados los 600 gramos de aceite en el recipiente, se comenzó a calentar la muestra hasta unos 40 °C mientras era agitada con un agitador para homogeneizar la temperatura en todo el volumen. Tras alcanzar la temperatura de operación, se vertió la cantidad de sosa calculada, comenzando, entonces, a contar el tiempo de reacción.



Fig. AII-3.1 Adición de sosa al aceite



Fig. AII-3.2 Agitación a unas 80 r.p.m. durante la reacción de Neutralización

Para la toma de muestras se decidió utilizar una pipeta micrométrica de 10 mL para tomar un volumen total 30 mL.

Cada muestra tomada se vertió rápidamente en un embudo de decantación que contenía unos 10 mL de una mezcla etanol-agua 1:1 a temperatura ambiente. Con esta mezcla se pretende, por un lado, “traspasar” los jabones a la fase acuosa y por otro, teniendo en cuenta que está a unos 20 °C de temperatura, y siendo consciente del error que se comete, paralizar la reacción en curso.

Como se tomaron muestras a los 0, 2, 5 y 10 minutos, se prepararon 4 embudos de decantación, disponiéndose como muestra la siguiente fotografía:



Fig. AII-3.3 Muestras recién tomadas en los embudos de decantación

Inicialmente, tras conseguir las muestras, se obtiene una mezcla de aceite y jabón tal que impide que se puedan tomar unos pocos gramos de aceite para calcular su acidez.



Fig. AII-3.4 Aspecto de las muestras justo en el momento de tomarlas



Por ello, es necesario esperar un tiempo para que ocurra el proceso de decantación, tras el cual se distinguen dos fases bien diferenciadas, como se puede observar en las siguientes fotografías: una fase superior correspondiente al aceite y una inferior correspondiente a la fase acuosa-jabonosa.



Fig. AII-3.5 Fases orgánica y acuosa decantadas

Una vez tomadas las diferentes muestras, y tras medir la acidez de cada una de ellas según la norma UNE 55011 establecida para ello, los resultados fueron los siguientes:

<b>Experimento 1: Tª operación = 40 °C, [NaOH] = 18° Bé + 10% exc.</b>		
<b>Muestra</b>	<b>Tiempo transcurrido (min)</b>	<b>Acidez (% en ác. oleico)</b>
Inicial	---	12
1	0	0,05
2	2	0,056
3	5	0,054
4	10	0,054

(\*) La muestra 1 fue tomada inicialmente tras comenzar la reacción.

(\*\*) Con respecto a la variación de acidez con el tiempo, se entiende que debe ir disminuyendo, por lo que se supone la presencia de errores experimentales en el primer intervalo de tiempo.

Sólo con este primer experimento se podrían extraer algunas conclusiones:

- 1- La acidez ha bajado espectacularmente en muy poco tiempo, lo cual nos puede dar una idea de la rapidez de la reacción (y sólo a 40 °C).
- 2- Cualitativamente se puede intuir lo anterior, ya que justo en el momento en que la sosa es vertida sobre el aceite, se observa rápidamente la formación del jabón. Este hecho se puede apreciar claramente en la siguiente fotografía.



Fig. AII-3.6 Formación de jabones en el momento de adición del álcali durante el proceso de Neutralización

Dados los resultados obtenidos, y teniendo en cuenta que se trabajó sólo a 40 °C, se decidió no realizar las pruebas previstas a 75 y 90 °C, ya que los resultados serían obvios y predecibles. No obstante, se realizó un segundo ensayo, empleando esta vez una disolución de sosa de menor concentración.

**Experimento 2**

En este experimento se decidió trabajar a la misma temperatura que en el anterior (40 °C), empleando una disolución de sosa de 12° Bé, es decir, de una concentración de 87 g/L, y adicionando sólo el volumen estequiométrico, por lo que en este caso, realizando las mismas operaciones que en el caso de la anterior disolución de 18 °Bé, serían 97,84 mL.

Actuando de igual forma que en el caso anterior, se obtuvieron los siguientes resultados:

<b>Experimento 2: Tª operación = 40 °C, [NaOH] = 12° Bé</b>		
<b>Muestra</b>	<b>Tiempo transcurrido (min)</b>	<b>Acidez (% en ác. oleico)</b>
Inicial	---	12
1	0	0,054
2	2	0,053
3	5	0,053
4	10	0,053

Las conclusiones que se extraen de estos experimentos se exponen en la Memoria del presente Proyecto, en el apartado 8.2.4 del citado documento.

A continuación, se adjunta la norma UNE por la cual se determina la acidez de un aceite. Asimismo, se aportará una tabla de equivalencia entre la concentración expresada en °Bè y en Kg NaOH/1000 L.

- ➔ **Norma UNE 55011: Determinación de acidez:** El protocolo que propone la norma citada es el siguiente:

En un matraz erlenmeyer de 250 mL (limpio y seco) se pesa, con precisión de centésimas, la muestra a analizar. El peso depende del tipo de aceite de partida, aunque normalmente se suelen tomar menos de 5 gramos. En otro erlenmeyer se

añaden 50 mL de solución éter-etanol 1:1, que contiene la cantidad necesaria de fenoltaleína como indicador. Esta mezcla se neutraliza con NaOH de concentración conocida (que es la que se va a emplear en la valoración del aceite) hasta el viraje incipiente del indicador. Una vez neutralizada, se vierte en el matraz que contiene el aceite para disolverlo mediante agitación, procediendo a su valoración con la sosa antes indicada. El valor de la acidez se calcula de la siguiente manera:

$$\% \text{ Acidez} = (28,2 \cdot V \cdot N) / P$$

donde V es el volumen (mL) de NaOH gastada, P el peso de la muestra tomada (g) y N la normalidad de la sosa.

- ➔ Equivalencias entre la concentración de hidróxido sódico en °Bé y en Kg NaOH/1000 L.

<i>Grados Baumé</i> (°Bé)	<i>Kg NaOH/1000</i> <i>L</i>
1	6
5	12
10	70
15	112
20	167
25	225
30	299
35	381
40	483
45	602
50	750

### 3.2. Balances de Materia en la Neutralización

En cada uno de los equipos se realizará el balance global de materia y el balance de materia a cada componente, aplicando en todos los casos la siguiente ecuación:

$$\text{Acumulación (A)} = \text{Entrada (E)} - \text{Salida (S)} + \text{Generación (G)} - \text{Consumo (C)}$$

Al igual que en la etapa anterior, durante toda la etapa de Neutralización se considerará que no existe acumulación de materia.

Los balances de materia se presentarán de la misma forma que en el caso del Desgomado, siguiendo la misma estructura y la misma nomenclatura.

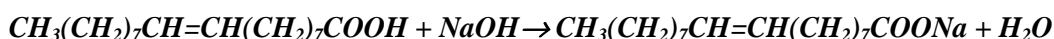
#### ➤ *Mezclador estático*

El mezclador estático es el lugar donde se suministra el hidróxido sódico. Por tanto, a la hora de realizar el balance de materia en este punto, habrá que tener en cuenta las reacciones químicas que tienen lugar. Estas reacciones son las siguientes:

#### 1- *Reacción de neutralización de los AGL*



Aunque se hayan diferenciado siete AGL en el aceite de orujo, se tomará la simplificación de considerar la reacción de neutralización sólo del ácido oleico, por ser el mayoritario de todos ellos (80,3% de la cantidad total de AGL), aunque se tenga en cuenta la masa total del conjunto de ácidos grasos. Por tanto, la reacción concreta a tener en cuenta es la siguiente:



2- *Reacción de neutralización del ácido fosfórico no eliminado en la etapa de Desgomado*



Para la neutralización del volumen de ácido fosfórico residual procedente de la etapa de Desgomado, se considerará que el rendimiento de esta reacción es del 100%.

3- *Reacción de saponificación de los triglicéridos*

Teniendo en cuenta el estudio de pérdidas en esta operación, se considerará que se pierde aproximadamente un 17% de TGL, obteniendo dicha cantidad en forma de jabones y glicerina.

▪ *Cálculo de la cantidad mínima necesaria de hidróxido sódico*

Previamente, se calculará la cantidad de hidróxido sódico necesario para neutralizar los 9,5 Kg/h de AGL que trae la línea de aceite desgomado, teniendo en cuenta que se empleará una disolución de sosa de 18 °Bè, es decir, 144 g/L. Sabiendo los pesos moleculares de cada uno de los reactivos y que la estequiometría de la reacción es 1:1, es decir:

$$W_{AGL} = 9,5 \text{ Kg/h}$$

$$Pm_{AGL} = 282 \text{ g/mol}$$

$$Pm_{NaOH} = 40 \text{ g/mol}$$

entonces, los cálculos son los siguientes:

$$9,5 \text{ Kg / hAGL} \cdot \frac{1 \text{ KmolAGL}}{282 \text{ KgAGL}} \cdot \frac{1 \text{ KmolNaOH}}{1 \text{ KmolAGL}} \cdot \frac{40 \text{ KgNaOH}}{1 \text{ KmolNaOH}} = 1,35 \text{ Kg NaOH / h}$$

Es decir, para neutralizar 9,5 Kg/h de AGL son necesarios 1,35 Kg/h de sosa. Por tanto, si la disolución de NaOH es de 144 g/L, el caudal volumétrico mínimo necesario de dicha disolución es:

$$1,35 \text{ Kg/hNaOH} \cdot \frac{1 \text{ L disolución}}{144 \cdot 10^{-3} \text{ KgNaOH}} = 9,36 \text{ L/h disolución}$$

Es decir, se necesita un mínimo de 9,36 L/h de una disolución de sosa de 18 °Bé para neutralizar 9,5 Kg/h de AGL.

Tras calcular la cantidad mínima necesaria de disolución de NaOH, se sumará un 20 % adicional para neutralizar el ácido fosfórico que no haya reaccionado en la etapa anterior de Desgomado y para asegurar la reacción de neutralización, que constituye el fin de esta etapa. Por tanto, el caudal total de disolución de sosa será 1,2 veces el mínimo calculado, es decir,  $Q_{v \text{ NaOH}} = 11,23 \text{ L/h}$ .

Si se considera una densidad aproximada de la disolución de 1,2 Kg/L, el caudal másico de la misma será:

$$W_{DON \text{ NaOH}} = \rho \cdot Q_{v \text{ NaOH}} = 1,2 \cdot 11,23 \Rightarrow W_{DON \text{ NaOH}} = 13,48 \text{ Kg/h}$$

Del caudal másico de esta disolución, las cantidades de hidróxido sódico y agua son:

$$W_{\text{NaOH}} = 11,23 / 144 \cdot 10^{-3} \Rightarrow W_{\text{NaOH}} = 1,62 \text{ Kg/h}$$

$$W_{\text{NaOH}} = 13,48 - 1,62 \Rightarrow W_{\text{H}_2\text{O}} = 11,86 \text{ Kg/h}$$

- Balances de materia de los reactivos y productos que intervienen en las reacciones

- Balance de materia de AGL (Reacción de neutralización de AGL)

$$W_{\text{inicial AGL}} = 9,5 \text{ Kg/h}, P_{\text{mAGL}} = 282 \text{ g/mol}, P_{\text{mNaOH}} = 40 \text{ g/mol}, X_{\text{AGL}} = 0,8$$

$$\text{Luego, } 9,5 \text{ Kg AGL/h} \cdot \frac{1 \text{ KmolAGL}}{282 \text{ KgAGL}} = 0,0337 \text{ Kmoles AGL}_{\text{entrada}} / \text{h}$$

Como ya se comentó en la Memoria, se considerará que el rendimiento de la reacción de neutralización de los ácidos grasos es del 80%. Por tanto, si la conversión es de 0,8, a la salida habrá  $(1 - 0,8) \cdot 0,0337$  moles/h  $\text{AGL}_{\text{entrada}}$ , es decir, 0,0067 Kmol/h. Por tanto, aplicando el peso molecular medio tomado (282 g/mol), el caudal másico de AGL tras la reacción es:

$$W_{\text{final AGL}} = 0,0067 \text{ Kmol AGL/h} \cdot \frac{282 \text{ Kg}}{1 \text{ Kmol}} \Rightarrow W_{\text{final AGL}} = 1,886 \text{ Kg/h}$$

- Balance de materia de las sales de sodio (Reacción de neutralización de AGL)

$$W_{\text{inicial AGL}} = 9,5 \text{ Kg/h}, P_{\text{mAGL}} = 282 \text{ g/mol}, P_{\text{mRCOONa}} = 304 \text{ g/mol}, X_{\text{AGL}} = 0,8$$

$$\text{Luego, } 9,5 \text{ Kg AGL/h} \cdot \frac{1 \text{ KmolAGL}}{282 \text{ KgAGL}} = 0,0337 \text{ Kmoles AGL}_{\text{entrada}} / \text{h}$$

Si la conversión es de 0,8 y la estequiometría es 1:1, entonces se habrán formado  $0,8 \cdot 0,0337$  moles/h  $\text{RCOONa}$ . Por tanto, sabiendo el peso molecular de la sal, el caudal másico de sales de sodio producto de esta reacción es:

$$W_{\text{RCOONa}} = 0,027 \text{ Kmol RCOONa/h} \cdot \frac{304 \text{ Kg}}{1 \text{ Kmol}} \Rightarrow W_{\text{RCOONa formada}} = 8,208 \text{ Kg/h}$$

- Balance de materia de los fosfatos de sodio (Reacción de neutralización de  $\text{H}_3\text{PO}_4$ )

$$W_{\text{inicialH}_3\text{PO}_4} = 0,005 \text{ Kg/h}, P_{\text{mH}_3\text{PO}_4} = 98 \text{ g/mol}, P_{\text{mNaH}_2\text{PO}_4} = 120 \text{ g/mol}, X_{\text{H}_3\text{PO}_4} = 1$$



$$\text{Luego, } 0,005 \text{ Kg/h } H_3PO_4 \cdot \frac{1 \text{ Kmol } H_3PO_4}{98 \text{ Kg } H_3PO_4} = 5,1 \cdot 10^{-5} \text{ Kmoles/h } H_3PO_4$$

Si la conversión es del 100% y la estequiometría es 1:1, entonces se habrán formado  $5,1 \cdot 10^{-5}$  moles/h de fosfato de sodio. Por tanto, sabiendo el peso molecular de la sal, el caudal másico de sales de sodio producto de esta reacción es:

$$W_{NaH_2PO_4} = 5,1 \cdot 10^{-5} \text{ Kmol/h } RCOONa \cdot \frac{120 \text{ Kg}}{1 \text{ Kmol}} \Rightarrow W_{NaH_2PO_4 \text{ formada}} = 0,006 \text{ Kg/h}$$

- Balance de materia del NaOH (Reacciones de neutralización de los AGL y del H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>)

✓ Reacción de neutralización de los AGL

$$W_{\text{inicial AGL}} = 9,5 \text{ Kg/h, } P_{m\text{AGL}} = 282 \text{ g/mol, } P_{m\text{NaOH}} = 40 \text{ g/mol, } X_{\text{AGL}} = 0,8$$

$$\text{Luego, } 9,5 \text{ Kg/hAGL} \cdot \frac{1 \text{ KmolAGL}}{282 \text{ KgAGL}} = 0,0337 \text{ moles AGL}_{\text{entrada}} / \text{h}$$

Si la conversión es de 0,8 y la estequiometría es 1:1, entonces se habrán consumido  $0,8 \cdot 0,0337$  moles/h NaOH, es decir, 0,027 Kmol/h. Por tanto, sabiendo el peso molecular de la sosa, el caudal másico de sosa consumido en esta reacción es:

$$W_{NaOH \text{ consumida (R1)}} = 0,027 \text{ Kmol/h NaOH} \cdot \frac{40 \text{ Kg}}{1 \text{ Kmol}} \Rightarrow W_{NaOH \text{ consumida (R1)}} = 1,080 \text{ Kg/h}$$

✓ Reacción de neutralización del H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>

$$W_{\text{inicial H}_3\text{PO}_4} = 0,005 \text{ Kg/h, } P_{m\text{H}_3\text{PO}_4} = 98 \text{ g/mol, } P_{m\text{NaOH}} = 40 \text{ g/mol, } X_{\text{H}_3\text{PO}_4} = 1$$

$$\text{Luego, } 0,005 \text{ Kg/h } H_3PO_4 \cdot \frac{1 \text{ Kmol } H_3PO_4}{98 \text{ Kg } H_3PO_4} = 5,1 \cdot 10^{-5} \text{ Kmoles } H_3PO_4 / h$$

Si la conversión es del 100% y la estequiometría es 1:1, entonces se habrán consumido  $5,1 \cdot 10^{-5}$  moles/h NaOH. Por tanto, sabiendo el peso molecular de la sosa, el caudal másico de sosa consumido en esta reacción es:

$$W_{NaOH \text{ consumida } (R2)} = 5,1 \cdot 10^{-5} \text{ Kmol/h NaOH} \cdot \frac{40 \text{ Kg}}{1 \text{ Kmol}} \Rightarrow W_{NaOH \text{ consumida } (R2)} = 0,002 \text{ Kg/h}$$

Por tanto, si la cantidad de sosa que se ha suministrado es de 1,62 Kg/h, la que queda después de ambas reacciones es  $1,62 - W_{NaOH \text{ consumida } (R1)} - W_{NaOH \text{ consumida } (R2)}$ , es decir,  $1,62 - 1,080 - 0,002 = \mathbf{0,536 \text{ Kg/h} = W_{NaOH \text{ TOTAL restante}}$ .

- Balance de materia del H<sub>2</sub>O (Reacciones de neutralización de los AGL y del H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>)

✓ Reacción de neutralización de los AGL

$$W_{\text{inicial AGL}} = 9,5 \text{ Kg/h, } P_{mAGL} = 282 \text{ g/mol, } P_{mH_2O} = 18 \text{ g/mol, } X_{AGL} = 0,8$$

$$\text{Luego, } 9,5 \text{ Kg/h AGL} \cdot \frac{1 \text{ Kmol AGL}}{282 \text{ Kg AGL}} = 0,0337 \text{ moles AGL}_{\text{entrada}} / h$$

Si la conversión es de 0,8 y la estequiometría es 1:1, entonces se habrán formado  $0,8 \cdot 0,0337$  moles/h H<sub>2</sub>O, es decir, 0,027 Kmol/h. Por tanto, sabiendo el peso molecular del agua, el caudal másico de agua formado en esta reacción es:

$$W_{H_2O (R1)} = 0,027 \text{ Kmol/h } H_2O \cdot \frac{18 \text{ Kg}}{1 \text{ Kmol}} \Rightarrow W_{H_2O (R1)} = 0,486 \text{ Kg/h}$$

✓ Reacción de neutralización del  $H_3PO_4$

$$W_{\text{inicial } H_3PO_4} = 0,005 \text{ Kg/h}, P_{m_{H_3PO_4}} = 98 \text{ g/mol}, P_{m_{H_2O}} = 18 \text{ g/mol}, X_{H_3PO_4} = 1$$

$$\text{Luego, } 0,005 \text{ Kg/h } H_3PO_4 \cdot \frac{1 \text{ Kmol } H_3PO_4}{98 \text{ Kg } H_3PO_4} = 5,1 \cdot 10^{-5} \text{ Kmoles/h } H_3PO_4$$

Si la conversión es del 100% y la estequiometría es 1:1, entonces se habrán consumido  $5,1 \cdot 10^{-5}$  moles/h  $H_2O$ . Por tanto, sabiendo el peso molecular del agua, el caudal másico de agua formado en esta reacción es:

$$W_{H_2O(R_2)} = 5,1 \cdot 10^{-5} \text{ Kmol/h } H_2O \cdot \frac{18 \text{ Kg}}{1 \text{ Kmol}} \Rightarrow W_{H_2O(R_2)} = 0,001 \text{ Kg/h}$$

Por tanto, si la cantidad de agua que se ha suministrado formando parte de la disolución de sosa es de 11,863 Kg/h, la que queda después de ambas reacciones es  $11,863 + W_{H_2O(R_1)} + W_{H_2O(R_2)} + W_{H_2O \text{ propia del aceite}}$ , es decir,  $11,863 + 0,486 + 0,001 + 0,115 = 12,465 \text{ Kg/h} = W_{H_2O \text{ TOTAL}}$ .

Por otro lado, se encuentra la reacción de saponificación de los triglicéridos, la cual es inevitable. En este caso, no se entrará en el detalle de la reacción, de manera que, como ya se ha comentado, se considerará que existe una pérdida del 17% de TGL (según la estimación de la pérdida Wesson), con la aproximación de que se obtiene dicha cantidad en forma de jabones y glicerina. Obviamente, en esta reacción parásita se consumirá algo más de sosa, pero se supondrá que esto no ocurre, lo cual implicaría una situación más desfavorable al tener que eliminar ese hidróxido sódico en etapas posteriores. Por tanto, la cantidad de TGL esta reacción será la que llegó multiplicada por  $(1-0,17)$ , es decir  $82,812 \cdot 0,83 = 68,734 \text{ Kg/h}$ . Por otra parte, lo que se pierde en TGL se gana en una mezcla de jabones y glicerina, dentro de cuyo grupo se incluirán las sales de sodio formadas en la neutralización de los AGL. Por tanto, el conjunto de *jabones + glicerina + sales de sodio de AGL* suman la cantidad de  $82,812 \cdot 0,17 + 8,208 = 22,285 \text{ Kg/h}$ .

Por tanto, el balance de materia aplicado al mezclador estático de la etapa de Neutralización es el siguiente:

		ENTRADA		SALIDA
		F5 (Kg/h)	D <sub>NaOH</sub> (Kg/h)	F6 (Kg/h)
<b>B. Global Materia</b>		94,323	13,481	107,804
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,030		0,030
	<i>AGL</i>	9,500		1,886
	<i>Ceras</i>	0,057		0,057
	<i>Humedad/H2O</i>	0,115	11,863	12,465
	<i>Pigmentos</i>	0,190		0,190
	<i>Volátiles</i>	0,190		0,190
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,425		1,425
	<i>Triglicéridos</i>	82,812		68,734
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,005		0
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0		0,006
	<i>NaOH</i>	0	1,618	0,536
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	0		22,285

➤ *Depósito de retención de la Neutralización*

En el depósito de retención sólo se desarrolla la buena consistencia de los jabones para que éstos sean eliminados en la etapa de centrifugación junto con la fase acuosa. De esta manera, al no existir reacción química, los términos de *Generación* y *Consumo* de materia son nulos, por lo que *Entrada* = *Salida*. Por tanto, el balance de materia es el siguiente:

		ENTRADA	SALIDA	
		F6 (Kg/h)	F7 (Kg/h)	% cada componente
<b>B. Global Materia</b>		107,804	107,804	
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,030	0,030	0,028
	<i>AGL</i>	1,886	1,886	1,750
	<i>Ceras</i>	0,057	0,057	0,053
	<i>Humedad/H2O</i>	12,465	12,465	11,562
	<i>Pigmentos</i>	0,190	0,190	0,176
	<i>Volátiles</i>	0,190	0,190	0,176
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,425	1,425	1,322
	<i>Triglicéridos</i>	68,734	68,734	63,758
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub></i>	0	0	0
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,006	0,006	0,006
	<i>NaOH</i>	0,536	0,536	0,497

	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	22,285	22,285	20,672
--	---------------------------------------	--------	--------	--------

➤ **Centrífuga**

Al igual que en el Desgomado, en la centrífuga sólo se producirá la separación física de las fases acuosa y de aceite. Como entonces, la eficacia de la centrífuga será del 95%. Por tanto, siguiendo el mismo procedimiento que el seguido en la centrifugación del Desgomado, se obtienen los siguientes resultados:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
		<b>F7 (Kg/h)</b>	<b>F8 (Kg/h)</b>	<b>Pastas (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		107,804	70,624	37,180
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,030	0,002	0,029
	<i>AGL</i>	1,886	1,792	0,094
	<i>Ceras</i>	0,057	0,054	0,003
	<i>Humedad/H2O</i>	12,465	0,623	11,842
	<i>Pigmentos</i>	0,190	0,181	0,010
	<i>Volátiles</i>	0,190	0,181	0,010
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,425	1,354	0,071
	<i>Triglicéridos</i>	68,734	65,297	3,437
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub></i>	0	0	0
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,006	0,0003	0,0057
	<i>NaOH</i>	0,536	0,027	0,509
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	22,285	1,114	21,171

### 3.3. Cálculos de diseño en la Neutralización

En la etapa de Neutralización hay que realizar la selección del mezclador estático y el diseño y dimensionamiento del depósito de retención. Ambas cuestiones se tratarán a continuación.

### 3.2.1. Cálculo para la selección del mezclador estático

Para adquirir el mezclador estático, se determinará el diámetro del mismo y la longitud necesaria para la mezcla. Se ha elegido un mezclador estático de la marca comercial *Cole-Parmer*, consistente en un mezclador tipo helicoidal de acero inoxidable para fluidos alimentarios altamente viscosos, por lo que se trata del mismo modelo seleccionado en la etapa de Desgomado.

Dentro de los diámetros disponibles este modelo, se seleccionó el más próximo superior al de la tubería que conduce el fluido hasta este punto. Por tanto, se decidió tomar el diámetro interno de 0,87 in = 0,022 m. A este diámetro interno le corresponde un diámetro exterior de 1 in = 0,025 m.

A continuación, sólo falta decidir qué longitud de mezclador se va a solicitar. Para ello, se ha estimado un tiempo de residencia en el interior del mezclador de 5 segundos, tiempo suficiente para llevar a cabo las reacciones de neutralización deseadas, teniendo en cuenta, además, que seguidamente se va a pasar a un depósito de retención.

Sabiendo que:

$$W_{\text{mezcl. estático NaOH}} = 107,804 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{\text{aceite}} (T = 90 \text{ °C}) = 873,08 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Entonces, } Q_{\text{mezcl. estático NaOH}} = \frac{(107,804 / 3600)}{873,08} \Rightarrow Q_{v \text{ mezcl. NaOH}} = 3,430 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Por otro lado, se puede calcular la velocidad del fluido a través de este mezclador, despejándola de la fórmula  $Q_{\text{mezcl. estático H}_2\text{O}} = V \cdot S$ , es decir:

$$V = \frac{3,430 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot (0,022^2 / 4)} = 0,089 \text{ m/s}$$

Teniendo en cuenta que el tiempo de residencia es de 5 segundos y sabiendo la velocidad del fluido, se puede calcular la longitud necesaria para el mezclado, de la siguiente forma:

$$V = \frac{L}{t} \Rightarrow L = V \cdot t = 0,089 \cdot 5 \Rightarrow L_{\text{mezcl. estático NaOH}} = 0,447 \text{ m}$$

Así pues, según las longitudes que ofrece la casa comercial, se ha decidido adquirir un mezclador estático de 18 in, es decir, de una longitud de 0,457 m.

Por tanto, las características de este mezclador son las siguientes:

<i>Mezclador tipo Helicoidal</i>	
<i>Nº Elementos</i>	<i>12</i>
<i>Longitud (m)</i>	<i>0,457</i>
<i>Diámetro exterior (m)</i>	<i>0,025</i>
<i>Diámetro interior (m)</i>	<i>0,022</i>
<i>Material</i>	<i>Acero Inoxidable 316</i>

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del mezclador, es necesario aislarlo térmicamente mediante un aislante adecuado. Para ello, y por razones económicas, se empleará fibra de vidrio. Para su selección en el mercado, hay que indicar que se trata de una tubería de 1 in de diámetro y que no llega a alcanzar la temperatura de 100 °C. Sabiendo esta información, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>51</i>

### 3.2.2. Cálculo del depósito de retención de la Neutralización

El diseño del depósito de retención del Desgomado se ha llevado a cabo según el Reglamento de Aparatos a Presión, empleándose el código ASME, sección VIII división I, que se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

#### ➤ Volumen del recipiente

El volumen del recipiente se decidirá según el caudal de entrada y el tiempo de residencia que el aceite deba permanecer en el mismo, de manera que se calculará según la ecuación [AII-2.20].

El caudal volumétrico se calculará despejándolo de la ecuación [AII-2.13]. Los datos del caudal másico y de la densidad del aceite en este punto son los siguientes:

$$W_{\text{dep.ret.Neutralización}} = 107,804 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{\text{aceite}} (T = 80 \text{ °C}) = 877,76 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Por tanto, } Q_{\text{dep.ret.Neutralización}} = \frac{(107,804 / 3600)}{877,76} \Rightarrow Q_{v \text{ dep.ret.Neutralización}} = 3,442 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Como el tiempo de residencia en este caso va a ser  $\tau = 15$  minutos, entonces el volumen necesario será:

$$V_{\text{dep.ret.Neutralización}} = (15 \cdot 60) \cdot 3,442 \cdot 10^{-5} \Rightarrow V_{\text{dep.ret.Neutralización}} = 0,031 \text{ m}^3$$

Según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.1, este depósito no puede llenarse más del 85% de su capacidad total, por lo que se ha creído conveniente tomar un factor de sobredimensionamiento de 1,5. Así pues, el volumen aumentaría hasta  $1,5 \cdot V_{\text{dep.ret.Neutralización}} = 0,046 \text{ m}^3$ .



Finalmente, por adecuación a lo estandarizado en el mercado, se ha decidido que el volumen final de este recipiente sea  $V_{dep.ret.Neutralización} = 0,050 \text{ m}^3 = 50 \text{ Litros}$ .

➤ **Presión de diseño**

La presión de operación de este depósito es la presión atmosférica, es decir,  $1,03 \text{ Kg/cm}^2$ . El valor de la presión de diseño se ha fijado como el mayor de las siguientes posibilidades:

$$P \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq \text{Presión máxima de operación} + 2 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$$

Por tanto, en el caso que nos ocupa, la presión de diseño es de  $P_d = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$ .

➤ **Temperatura de diseño**

La temperatura máxima de operación a la que puede encontrarse el aceite en este depósito es de  $80 \text{ }^\circ\text{C}$ . Por tanto, la temperatura de diseño del mismo será la temperatura de operación más un incremento de  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ , es decir,  $T_d = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ .

➤ **Material de construcción y Propiedades**

El material utilizado para la construcción de este depósito es acero inoxidable 316. Ello implica que las propiedades de este material, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, son las que se expusieron en la tabla AII-2.1.

➤ **Cálculo del diámetro del depósito**

Al igual que en el diseño de depósitos anteriores, se determinará el diámetro óptimo del depósito mediante el gráfico de Abakians. Al no llegar el volumen al

mínimo que ofrece el gráfico citado, y siendo el valor del factor  $F = \frac{P}{c \cdot S \cdot E} \cong 0,08$  (donde  $c = 1 \text{ mm}$ , es decir,  $0,039 \text{ in}$ ), se puede recurrir a la misma expresión que se calculó para el caso del mezclador de ácido fosfórico (apartado 2.2.3), es decir,  $V \text{ (ft}^3\text{)} = 60,661 \cdot (H/D)^2 - 203,74 \cdot (H/D) + 166,01$ . Por tanto, al igual que entonces, para calcular la relación H/D de este recipiente, se realizarán las iteraciones oportunas en dicha ecuación, de forma que se comenzará suponiendo un valor de H/D hasta que el valor del volumen sea el del depósito, que en este caso es  $50 \text{ Litros} = 1,77 \text{ ft}^3$ . De esta manera, mediante la herramienta *Solver* del programa Excel, se llega a que para el volumen requerido, la relación H/D es de 2,01. Finalmente, el diámetro del recipiente se obtendrá de la siguiente manera:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = \frac{\pi \cdot D^3}{4} \cdot \frac{H}{D} \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot H / D}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 1,77}{\pi \cdot 2,01}} = 1,038 \text{ ft} \Rightarrow$$

$$D_{int} = 0,316 \text{ m} = 12,456 \text{ in}$$

Por otro lado, la altura aproximada del recipiente, despejándola de la ecuación del volumen de un cilindro, es decir,  $H = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}$  (ft), sería  $H = 2,092 \text{ ft} = 0,638 \text{ m}$ .

### ➤ **Cálculo de cabeza, fondo y virola. Altura total**

En el depósito de retención, se ha decidido diseñar la parte superior con cabeza elipsoidal 2:1, mientras que el fondo será de tipo cónico, con el fin de favorecer la salida del aceite.

#### ▪ Cabeza elipsoidal 2:1

El cálculo de la cabeza elipsoidal de este depósito sigue el mismo procedimiento que el que se siguió para el caso del depósito de alimentación (apartado 2.2.1).

Por tanto:

D <sub>interior</sub> (m)	0,316
H <sub>elipsoidal</sub> (m)	0,079
a = b (m)	0,158
V <sub>elipsoidal</sub> (m <sup>3</sup> )	4,1·10 <sup>-3</sup>

▪ Fondo cónico

El procedimiento de cálculo de este fondo es el que se siguió para el caso del depósito mezclador de ácido. En este caso:

- El diámetro es el calculado para el recipiente.
- $\alpha = 30^\circ$ .
- La altura del cono hasta la virola, H, es:

$$H_{cono} = \frac{0,316/2}{\text{tag}30} = 0,274 \text{ m}$$

El volumen que ocupa este fondo cónico, cuyo cálculo se realiza mediante la fórmula [AII-2.21], es:

$$V_{cono} = \frac{\pi \cdot (0,316^2 / 4) \cdot 0,274}{3} = 7,2 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Así pues, los parámetros del fondo cónico de este depósito son los siguientes:

D <sub>interior</sub> (m)	0,316
$\alpha$	30°
H <sub>cónico</sub> (m)	0,274
V <sub>cónico</sub> (m <sup>3</sup> )	7,2·10 <sup>-3</sup>

▪ Virola

El volumen de la virola se calcula de la siguiente manera:

$$V_{virola} = V_{total} - V_{elipsoidal} - V_{cónico}$$

De esta manera, la altura de la misma se puede hallar despejándola de la ecuación del volumen de un cilindro, [AII-2.2], donde D es el diámetro calculado.

Por tanto:

D <sub>interior</sub> (m)	0,316
V <sub>virola</sub> (m <sup>3</sup> )	0,039
H <sub>virola</sub> (m)	0,493

Por tanto, la altura total del depósito será  $H_{total} = H_{virola} + H_{elipsoidal} + H_{cónico} = 0,847$  m.

✓ Comprobación de la Presión de diseño

Teniendo en cuenta la altura total, se calculará la presión manométrica del depósito suponiendo que se encuentra lleno al 100%, por si hubiese que reconsiderar la presión de diseño. La presión manométrica se calcula según la ecuación [AII-2.4], donde:

$$\rho_{aceite} \text{ (densidad a la } T = 80 \text{ °C)} = 877,76 \text{ Kg/m}^3$$

$$g = 9,81: \text{ constante gravitatoria (m/s}^2\text{)}$$

Por tanto,  $P_{manométrica} = 7289,4 \text{ Pa} = 0,074 \text{ Kg/cm}^2$ . Tomando la mayor de las posibilidades para decidir la presión de diseño, ésta seguiría siendo  $P_d = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$ .

➤ Cálculo del espesor. Diámetro exterior

La caracterización geométrica del depósito finalizará con el cálculo del espesor del mismo. Para ello, se determinarán el espesor de la virola, el de la cabeza elipsoidal y el del fondo cónico, necesario para soportar la presión de diseño de  $3,5 \text{ Kg/cm}^2$  estando

sometidos a tensión longitudinal y circunferencial. Finalmente, se tomará como espesor del depósito el mayor de todos ellos.

	Tensión Longitudinal	Tensión Circunferencial
<b>Virola</b>	$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} = 0,01936 \text{ in}$	$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = 0,01942 \text{ in}$
<b>Cabeza elipsoidal</b>	$t = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = 0,01939 \text{ in}$	
<b>Fondo cónico</b>	$t = \frac{P \cdot D_i}{4 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E + 0,4 \cdot P)} = 0,01118 \text{ in}$	$t = \frac{P \cdot D_i}{4 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E + 0,4 \cdot P)} = 0,02243 \text{ in}$

donde:

t: Espesor de pared (in)

P: Presión de diseño (psi)

R<sub>i</sub>: Radio interno (in)

D<sub>i</sub>: Diámetro interno (in)

S: Esfuerzo del material a la T<sub>diseño</sub>

E: Factor de eficiencia de soldadura

α: Ángulo del fondo cónico con la vertical

Por tanto, se tomará como espesor de pared  $t = 0,02243 \text{ in}$ , que es el necesario por tensión circunferencial en el fondo cónico. Además, se deberá añadir un sobreespesor de corrosión,  $c$ , que, como se ha indicado anteriormente, será de  $1 \text{ mm} = 0,039 \text{ in}$ . Por tanto, el espesor mínimo necesario, teniendo en cuenta la posible corrosión, es:

$$t_{\text{mínimo}} = 0,0016 \text{ m} = 0,062 \text{ in}$$

Finalmente, para decidir el espesor mínimo, se tomará el mayor de los siguientes valores:

- El espesor calculado anteriormente:  $t_{\text{mínimo calculado}} = 0,0016 \text{ m} = 0,062 \text{ in}$ .

- El espesor mínimo exigido por el código ASME Sección VIII División 1:  $t_{\text{mínimo ASME}} = 2,5 + c \text{ (mm)} \Rightarrow t_{\text{mínimo ASME}} = 3,5 \text{ mm} = 0,14 \text{ in.}$
- El espesor mínimo requerido para aceros inoxidables:  $t_{\text{mínimo A316}} = 3 + c \text{ (mm)} \Rightarrow t_{\text{mínimo A316}} = 4 \text{ mm} = 0,16 \text{ in.}$

Por tanto, el espesor mínimo de la pared del recipiente será  $t_{\text{mínimo}} = 4 \text{ mm} = 0,16 \text{ in.}$

Consecuentemente, el diámetro exterior se puede calcular como  $D_{\text{ext}} = D_{\text{int}} + 2 \cdot t_{\text{mín.}}$ , es decir,  $D_{\text{ext}} = 0,317 \text{ m} = 12,49 \text{ in.}$

➤ **Dimensiones finales**

Con el fin de ajustarse a las dimensiones estandarizadas en el mercado, las correspondientes a este depósito de retención serán las siguientes:

DIMENSIONES DEL DEPÓSITO DE RETENCIÓN		
$D_{\text{ext}}$	12,5 in	0,318 m
Espesor pared ( $t$ )	0,25 in	0,0064 m
$H_{\text{elipsoidal}}$	0,076 m	
$H_{\text{cónico}}$	0,264	
$H_{\text{virola}}$	0,548 m	
$H_{\text{total}}$	0,888 m	

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del depósito, es necesario aislarlo térmicamente mediante un aislante adecuado. Para ello, y por razones económicas, se empleará fibra de vidrio. Para su selección en el mercado, hay que indicar que se trata de un depósito de 12,5 in de diámetro y que no llega a

alcanzar la temperatura de 100 °C. Sabiendo esta información, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>48</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>64</i>

➤ **Sustentación**

Según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.1., la sustentación de este depósito se realizará mediante su apoyo sobre patas. El tipo y las dimensiones de estos soportes correrán a cargo del fabricante y serán función de las dimensiones del depósito y del peso de líquido a contener.

## 4. Lavados

En este apartado se expondrán todos los cálculos relativos a la etapa de Lavados del aceite. Primeramente, se mostrarán los balances de materia, para luego detallar el cálculo de los equipos diseñados.

### 4.1. Balances de Materia en los Lavados

En cada uno de los equipos se realizará el balance global de materia y el balance de materia a cada componente, aplicando en todos los casos la ecuación:

$$\text{Acumulación (A)} = \text{Entrada (E)} - \text{Salida (S)} + \text{Generación (G)} - \text{Consumo (C)}$$

Durante toda la etapa de Lavados se considerará que no existe acumulación de materia. Además, no se va a producir ninguna reacción química, es decir  $G = C = 0$ , por lo que en todos los casos se va a cumplir que  $\text{Entrada} = \text{Salida}$ .

Los balances de materia se presentarán de la misma forma que en el caso del Desgomado y la Neutralización, siguiendo la misma estructura y la misma nomenclatura.

#### ➤ *Cambiador de calor*

El balance de materia aplicado al cambiador es el siguiente:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<b>F8 (Kg/h)</b>	<b>F9 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		70,624	70,624
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,002	0,002
	<i>AGL</i>	1,792	1,792
	<i>Ceras</i>	0,054	0,054
	<i>Humedad/H2O</i>	0,623	0,623
	<i>Pigmentos</i>	0,181	0,181
	<i>Volátiles</i>	0,181	0,181
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,354	1,354



	<i>Triglicéridos</i>	65,297	65,297
	<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub></i>	0	0
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,0003	0,0003
	<i>NaOH</i>	0,027	0,027
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	1,114	1,114

➤ **Mezclador Lavado 1**

En el balance de materia aplicado al mezclador del primer lavado hay que tener en cuenta el 10% de agua con respecto al aceite entrante que se suministra. Por tanto, tal balance quedaría como sigue:

		<b>ENTRADA</b>		<b>SALIDA</b>
		<b>F9 (Kg/h)</b>	<b>Agua 1 (Kg/h)</b>	<b>F10 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		70,624	7,062	77,686
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,002		0,002
	<i>AGL</i>	1,792		1,792
	<i>Ceras</i>	0,054		0,054
	<i>Humedad/H<sub>2</sub>O</i>	0,623	7,062	7,686
	<i>Pigmentos</i>	0,181		0,181
	<i>Volátiles</i>	0,181		0,181
	<i>Mat. Insaponif.</i>	1,354		1,354
	<i>Triglicéridos</i>	65,297		65,297
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,0003		0,0003
	<i>NaOH</i>	0,027		0,027
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	1,114		1,114

➤ **Centrífuga Lavado 1**

Como en todos los separadores centrífugos, se ha considerado que la eficacia del mismo sea del 95%. Por tanto, el balance de materia queda como sigue:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
		<b>F10 (Kg/h)</b>	<b>F11 (Kg/h)</b>	<b>Agua Res.1 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		77,686	65,856	11,830
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,002	0,00008	0,00143
	<i>AGL</i>	1,792	1,703	0,090
	<i>Ceras</i>	0,054	0,051	0,003
	<i>Humedad/H<sub>2</sub>O</i>	7,686	0,384	7,301
	<i>Pigmentos</i>	0,181	0,171	0,009

	<i>Volátiles</i>	0,181	0,171	0,009
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,354	1,286	0,068
	<i>Triglicéridos</i>	65,297	62,032	3,265
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,0003	0,00002	0,00029
	<i>NaOH</i>	0,027	0,001	0,025
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	1,114	0,056	1,059

➤ **Mezclador Lavado 2**

Al igual que en el primer lavado, en el balance de materia aplicado al mezclador del segundo lavado hay que tener en cuenta el 10% de agua con respecto al aceite entrante que se suministra. Por tanto, tal balance quedaría como sigue:

		<b>ENTRADA</b>		<b>SALIDA</b>
		<b>F11 (Kg/h)</b>	<b>Agua 2 (Kg/h)</b>	<b>F12 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		65,856	6,586	72,442
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,00008		0,00008
	<i>AGL</i>	1,703		1,703
	<i>Ceras</i>	0,051		0,051
	<i>Humedad/H2O</i>	0,384	6,586	6,970
	<i>Pigmentos</i>	0,171		0,171
	<i>Volátiles</i>	0,171		0,171
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,286		1,286
	<i>Triglicéridos</i>	62,032		62,032
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,00002		0,00002
	<i>NaOH</i>	0,001		0,001
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	0,056		0,056

➤ **Centrífuga Lavado 2**

Como en todos los separadores centrífugos, se ha considerado que la eficacia del mismo sea del 95%. Por tanto, el balance de materia queda como sigue:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
		<b>F12 (Kg/h)</b>	<b>F13 (Kg/h)</b>	<b>Agua Res.2 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		72,442	62,496	9,946
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,00008	0,000	0,00007
	<i>AGL</i>	1,703	1,617	0,085
	<i>Ceras</i>	0,051	0,049	0,003
	<i>Humedad/H2O</i>	6,970	0,348	6,621

	<i>Pigmentos</i>	0,171	0,163	0,009
	<i>Volátiles</i>	0,171	0,163	0,009
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,286	1,222	0,064
	<i>Triglicéridos</i>	62,032	58,930	3,102
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,00002	0,000	0,000
	<i>NaOH</i>	0,001	0,000	0,001
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	0,056	0,003	0,053

➤ **Mezclador Lavado 3**

Al igual que en el primer y segundo lavado, en el balance de materia aplicado al mezclador del tercer lavado hay que tener en cuenta el 10% de agua con respecto al aceite entrante que se suministra. Por tanto, tal balance quedaría como sigue:

		<b>ENTRADA</b>		<b>SALIDA</b>
		<b>F13 (Kg/h)</b>	<b>Agua 3 (Kg/h)</b>	<b>F14 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		62,496	6,250	68,745
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,000		0,000
	<i>AGL</i>	1,617		1,617
	<i>Ceras</i>	0,049		0,049
	<i>Humedad/H<sub>2</sub>O</i>	0,348	6,250	6,598
	<i>Pigmentos</i>	0,163		0,163
	<i>Volátiles</i>	0,163		0,163
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,222		1,222
	<i>Triglicéridos</i>	58,930		58,930
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,000		0,000
	<i>NaOH</i>	0,000		0,000
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	0,003		0,003

➤ **Centrífuga Lavado 3**

Como en todos los separadores centrífugos, se ha considerado que la eficacia del mismo sea del 95%. Por tanto, el balance de materia queda como sigue:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
		<b>F14 (Kg/h)</b>	<b>F15 (Kg/h)</b>	<b>Agua Res.3 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		68,745	59,367	9,378
<b>B.M.Comp.</b>	<i>Fosfátidos</i>	0,000	0,000	0,000
	<i>AGL</i>	1,617	1,537	0,081
	<i>Ceras</i>	0,049	0,046	0,002

	<i>Humedad/H<sub>2</sub>O</i>	6,598	0,330	6,268
	<i>Pigmentos</i>	0,163	0,155	0,008
	<i>Volátiles</i>	0,163	0,155	0,008
	<i>Mat. Insaponif.</i>	1,222	1,161	0,061
	<i>Triglicéridos</i>	58,930	55,984	2,947
	<i>NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub></i>	0,000	0,000	0,000
	<i>NaOH</i>	0,000	0,000	0,000
	<i>Jabones (+RCOO-Na + glicerina)</i>	0,003	0,000	0,003

## 4.2. Cálculos de diseño en los Lavados

En la etapa de Lavados hay que realizar el diseño del cambiador de calor inicial y el diseño y dimensionamiento de los recipientes mezcladores, además de un depósito “pulmón” que se ha instalado al final de esta etapa.

### 4.2.1. Cálculo del intercambiador de calor

Este intercambiador de calor, encargado de calentar el aceite hasta la temperatura a la que se opera en los lavados, es decir, 90 °C, consiste en dos tubos concéntricos: uno interno, por el que circula el aceite, y otro externo, por el que trasiega el fluido calefactor, que será vapor saturado, a contracorriente con respecto a la alimentación, y cuyo calor cedido será el de condensación.



Inicialmente, se parte de la siguiente información:

ALIMENTACIÓN	VAPOR
$W_{\text{aceite}} = 70,624 \text{ Kg/h}$	$P_{\text{vapor}} = 10 \text{ bar}$
$T_{\text{entrada}} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$	
$T_{\text{salida}} = 90 \text{ }^\circ\text{C}$	

Antes de pasar a los cálculos de diseño, se aportarán los datos necesarios para ello<sup>26</sup>:

DATOS DE LA ALIMENTACIÓN	
$T_{\text{media aceite}} \text{ (}^\circ\text{C)}$	85
$\rho_{\text{aceite}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	875,42
$C_{p_{\text{aceite}}} \text{ (J/Kg}\cdot\text{}^\circ\text{C)}$	1970
$\mu_{\text{aceite}} \text{ (Pa}\cdot\text{s)}$	0,0065
$K_{\text{aceite}} \text{ (J/m}\cdot\text{s}\cdot\text{}^\circ\text{C)}$	0,165

DATOS DEL VAPOR DE AGUA SATURADO <sup>27</sup>	
$T_{\text{saturación}} \text{ (}^\circ\text{C)}$	179,96
$\rho_{\text{agua líquida}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	914,81
$\mu_{\text{agua líquida}} \text{ (Pa}\cdot\text{s)}$	$0,150 \cdot 10^{-3}$
$K_{\text{agua líquida}} \text{ (W/m}\cdot\text{K)}$	0,684
$\lambda \text{ (J/Kg)}$	1939,487
$C_p \text{ (J/Kg}\cdot\text{K)}$	1937,22

Al igual que en el cambiador de calor inicial, la ecuación general de diseño de transmisión de calor es  $Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$ , donde el objetivo de cálculo es el cálculo del área de intercambio.

<sup>26</sup> Los datos se facilitan a la temperatura media del fluido.

<sup>27</sup> Los datos del fluido calefactor corresponden al agua líquida, ya que el vapor al ceder su calor se condensa.

➤ **Cálculo del calor intercambiado**

Considerando que no hay pérdidas de energía, se puede decir que el calor absorbido por el aceite es igual al calor cedido por el vapor saturado. Así, se plantean las mismas ecuaciones que en el intercambiador de calor inicial, es decir, [AII-2.6], [AII-2.7] y [AII-2.8], es decir, respectivamente:

$$Q_{\text{absorbido}} = W_{\text{aceite}} \cdot C_p_{\text{aceite}} \cdot (T_{\text{Saceite}} - T_{\text{Eaceite}})$$

$$Q_{\text{cedido}} = W_{\text{vapor}} \cdot \lambda$$

$$Q_{\text{intercambiado}} = Q_{\text{absorbido}} = Q_{\text{cedido}}$$

Según los datos de los que se dispone, se está en disposición de calcular el calor absorbido. Por tanto, sustituyendo los correspondientes en la ecuación [AII-2.6], se obtiene:

$$Q_{\text{absorbido}} = \left( \frac{70,624}{3600} \right) \cdot 1970 \cdot (90 - 80) = 386,47 \text{ J/s}$$

Por tanto, según [AII-2.8]:

$$Q_{\text{intercambiado}} = 386,47 \text{ J/s}$$

✓ *Cálculo del caudal de vapor*

Sabiendo el calor intercambiado y, por tanto, el cedido, se puede calcular el caudal de vapor necesario para aportar el calor cedido. Así pues:

$$W_{\text{vapor}} = \frac{386,47}{1939,487} \Rightarrow W_{\text{vapor}} = 0,118 \text{ Kg/s}$$

➤ **Cálculo de la temperatura media logarítmica**

A continuación, se hallará el incremento de temperatura. Éste, teniendo en cuenta que la disposición es en contracorriente, se calcula según la ecuación [AII-2.9]:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(179,96 - 90) - (179,96 - 80)}{\ln \frac{(179,96 - 90)}{(179,96 - 80)}} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 94,87 \text{ } ^\circ\text{C}$$

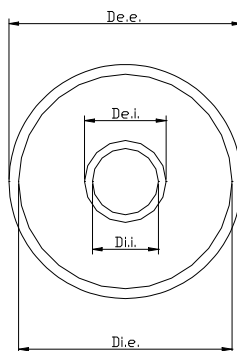
➤ **Cálculo de U**

Como ya se apuntó durante el diseño del cambiador de calor de la etapa del Desgomado, el coeficiente global de transferencia de materia, U, viene dado por la ecuación [AII-2.10]. Al igual que entonces, se considerará la simplificación de que la resistencia a la transmisión de calor por conducción a través de la pared del tubo interno es despreciable. Ello significa que el término  $(x_w / k_w)(D_o / \bar{D}_L)$  de la ecuación anterior es nulo. Por tanto, la ecuación queda como la ecuación [AII-2.11], es decir:

$$U_o = \frac{1}{(D_o / D_i h_{di}) + (D_o / D_i h_i) + (1 / h_o) + (1 / h_{do})}$$

▪ **Cálculo de las dimensiones de los tubos**

Antes de hallar los coeficientes individuales de transmisión de calor, es preciso calcular los diámetros y espesores de los tubos que forman el intercambiador, para lo cual será necesario suponer la velocidad de circulación de los fluidos a través de ellos.



✓ *Cálculo de las dimensiones del tubo interno*

Para el cálculo del diámetro del tubo interno, por el cual circula el aceite, se hará uso de la relación [AII-2.12].

Para el cálculo del caudal volumétrico, se empleará la ecuación [AII-2.13]. Despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_{vaceite} = \frac{(70,624 / 3600)}{875,42} \Rightarrow Q_{vaceite} = 2,241 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Como el fluido será impulsado hasta el intercambiador, se supondrá una velocidad del aceite de 0,15 m/s.

La sección de la tubería se calcula según la ecuación [AII-2.14]. Por tanto, despejando el diámetro de esta ecuación y expresando S en función del caudal y la velocidad se obtiene lo siguiente:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,241 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 0,15}} \Rightarrow D = 0,014 \text{ m}$$

Éste sería el diámetro mínimo necesario para el caudal y la velocidad impuestos. A continuación, se tomará un diámetro estándar con su correspondiente espesor. Este diámetro se corresponderá con el siguiente valor más próximo al calculado de los diámetros estándar de tuberías. De esta manera, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo interno del intercambiador:

<b><i>DIMENSIONES PARA EL TUBO INTERNO</i></b>		
<i>DN</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>



$D_{\text{exterior}}$	$0,840 \text{ in}$	$0,021 \text{ m}$
-----------------------	--------------------	-------------------

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del aceite a través de la conducción interna. Así, expresando la velocidad en función del caudal y de la nueva superficie, se obtiene que:

$$V_{\text{aceite}} = \frac{4,2,241 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 0,017^2} \Rightarrow V_{\text{aceite}} = 0,097 \text{ m/s}$$

✓ *Cálculo de las dimensiones del tubo externo*

Para el cálculo del diámetro del tubo externo, por el cual circula el vapor saturado, se utilizará la ecuación [AII-2.12].

Como ya se calculó el caudal de vapor necesario, se puede emplear la ecuación [AII-2.13] para hallar el caudal volumétrico de fluido calefactor. Por tanto, despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_{v.f.calef.} = \frac{0,118}{914,81} \Rightarrow Q_{v.f.calef.} = 1,29 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

En cuanto a la velocidad, al tratarse de un fluido poco viscoso, se puede estimar que está comprendida entre 1,2 y 1,4 m/s, por lo que se supondrá una velocidad de 1,5 m/s. De esta manera, despejando  $S$  de la ecuación [AII-2.12], se obtiene:

$$S = \frac{1,29 \cdot 10^{-4}}{1,5} = 8,62 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$$

En este caso, la sección por la que circula el vapor que se condensa es anular, por lo que se calcularía según la ecuación [AII-2.15], donde  $D_{i.e}$  sería el diámetro interior del tubo externo y  $D_{e.i}$  el diámetro exterior del tubo interno. De esta manera, despejando  $D_{i.e}$  y sustituyendo datos, se obtiene que:

$$D_{i.e.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8,62 \cdot 10^{-5}}{\pi} + 0,021^2} \Rightarrow D_{i.e} = 0,024 \text{ m}$$

Éste sería el diámetro mínimo necesario para el caudal calculado y la velocidad supuesta. A continuación, se tomará un diámetro estándar con su correspondiente espesor de la misma manera que se hizo en el caso del tubo interno. Así, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo externo del intercambiador:

<i>DIMENSIONES PARA EL TUBO EXTERNO</i>		
<i>DN</i>	<i>1</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>1,097 in</i>	<i>0,028 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,109 in</i>	<i>0,003 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,315 in</i>	<i>0,033 m</i>

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del fluido a través de la conducción externa. Así, despejando la velocidad de la ecuación [AII-2.12] y expresando la sección según la ecuación [AII-2.15], se obtiene que:

$$V_{f.calef.} = \frac{1,29 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot \frac{(0,028^2 - 0,021^2)}{4}} \Rightarrow V_{f.calef.} = 0,51 \text{ m/s}$$

- *Cálculo de h<sub>i</sub> (coeficiente individual de transmisión de calor del aceite)*

Para el cálculo del coeficiente individual interno, h<sub>i</sub>, se empleará la ecuación [AII-2.16], es decir, la ecuación de Sieder y Tate, cuya expresión es la siguiente:

$$Nu_d = 1,86(\text{Re}_d \text{ Pr})^{1/3} \left(\frac{D}{L}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Se recuerda que este coeficiente de transferencia de calor medio está basado en la media aritmética de las diferencias de temperaturas de entrada y salida, y todas las propiedades del fluido están evaluadas en el valor medio de la temperatura promedio del fluido (aceite), que en este caso es 85 °C, excepto  $\mu_w$ , que se evalúa a la temperatura de la pared.

A continuación, se calculará el número de Reynolds, para comprobar que el régimen es laminar, y el número de Prandtl, para comprobar que se cumple la relación

$$\text{Re} \cdot \text{Pr} \cdot \frac{D}{L} > 10:$$

$$\text{Re} = \frac{875,42 \cdot 0,097 \cdot 0,017}{0,0065} \Rightarrow \text{Re} = 224,1 < 2100 \Rightarrow \text{Régimen laminar}$$

$$\text{Pr} = \frac{1970 \cdot 0,0065}{0,165} \Rightarrow \text{Pr} = 77,80$$

En este caso, L tendría que valer casi 30 metros para que  $\text{Re} \cdot \text{Pr} \cdot D/L$  fuese 10, que sería el mínimo valor que podría tomar, lo cual no tendría sentido y, por tanto, no sería admisible en este Proyecto.

#### ✓ Cálculo de $\mu_w$

Para evaluar  $\mu_w$ , es decir, la viscosidad del fluido en la pared, es preciso encontrar la temperatura  $T_w$  (temperatura en la pared), que viene dada por la ecuación [AII-2.17] (signo positivo porque se produce un calentamiento).

Para calcular  $h_i$ , se procederá exactamente de la misma manera que en el caso del cambiador de calor de la etapa de Desgomado. Por tanto, tras varias iteraciones, se obtiene que  $\Delta T_i = 94,3$  °C, por lo que  $T_w = 179,3$  °C. Por tanto,  $\mu_w = 0,152 \cdot 10^{-3}$  Pa·s.

Finalmente, suponiendo una longitud de intercambiador de  $L = 0,53$  m, obtenida tras haber iterado con el valor resultante de la ecuación de diseño [AII-2.5], el valor del

coeficiente individual interno, aplicando la ecuación [AII-2.16] y despejándolo del número de Nusselt, es:

$$h_i = \frac{0,165}{0,017} \left( 1,86(224,177,80)^{1/3} \left( \frac{0,017}{0,53} \right)^{1/3} \left( \frac{0,0065}{0,152 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,14} \right) \Rightarrow h_i = 250,263 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- Cálculo de  $h_e$  (coeficiente individual de transmisión de calor del fluido calefactor)

Para el cálculo del coeficiente individual externo,  $h_e$ , se empleará la expresión [AII-2.18], de Akers, Deans y Crosser, es decir:

$$\frac{hD}{k} = 0,026 \cdot \text{Pr}^{1/3} \text{Re}_m^{0,8}$$

donde el número de Reynolds se calcula según la ecuación [AII-2.19].

A continuación, se calcularán los términos de esta ecuación que no se conocen:

- ✓ *Cálculo de  $r_H$  y  $D_e$*

Previamente, se hallará el radio hidráulico:

$$r_H = \frac{S}{P_m} = \frac{\pi \cdot D_{i.e.} / 4 - \pi \cdot D_{e.i.} / 4}{\pi \cdot D_{e.i.} + \pi \cdot D_{i.e.}} = \frac{D_{i.e.} - D_{e.i.}}{4} = \frac{0,028 - 0,021}{4} \Rightarrow r_H = 0,0016 \text{ m}$$

Entonces, el diámetro equivalente es  $D_e = 4 \cdot r_H = 4 \cdot 0,0016$ , es decir,  $D_e = 0,0065 \text{ m}$ .

- ✓ *Cálculo de  $G_l$  y  $G_v$*

Teniendo en cuenta lo que se comentó anteriormente, ambos flujos másicos por unidad de área serán iguales. Calculando la sección según la ecuación [AII-2.15] y sustituyendo datos, se obtiene:

$$G_l = G_v = \frac{0,118/2}{\pi \cdot \frac{(0,028^2 - 0,021^2)}{4}} = 234,382 \text{ Kg/s}\cdot\text{m}^2$$

✓ *Cálculo de  $\rho_v$*

Para el cálculo de la densidad del vapor se recurrirá a la ecuación de los Gases Ideales. Por tanto<sup>28</sup>:

$$\rho_v = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} = \frac{9,8718}{0,082 \cdot 452,96} = 4,783 \text{ Kg/m}^3$$

Conocidos ya todos los términos, se calculará el número de Reynolds para la ecuación [AII-2.19]:

$$Re_m = \frac{0,0065}{0,152 \cdot 10^{-3}} \left[ 234,382 + 234,382 \cdot \left( \frac{914,81}{4,78} \right)^{1/2} \right] \Rightarrow Re_m = 151328,4$$

Por otro lado, el número de Prandl es:

$$Pr = \frac{1937,22 \cdot 0,150 \cdot 10^{-3}}{0,684} \Rightarrow Pr = 0,423$$

Finalmente, despejando  $h_e$  de la ecuación [AII-2.18] y sustituyendo datos, se llega al siguiente resultado:

$$h_e = \left( \frac{0,684}{0,0065} \right) \cdot 0,026 \cdot (0,423)^{1/3} \cdot (151325,4)^{0,8} \Rightarrow h_e = 28521,17 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

▪ *Factores de ensuciamiento*

Para el caso del aceite, el factor de ensuciamiento correspondiente a las costras depositadas en la superficie interior del tubo interno es  $h_{di} = 333,33 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ . Por su

---

<sup>28</sup> En la ecuación de los Gases Ideales, P = 10 bar = 9,87 atm.

parte, la resistencia a la transmisión de calor por ensuciamiento del vapor de agua se va a considerar despreciable, suponiendo que no deja suciedad alguna en el tubo, por lo que el término  $1/h_{de}$  se considerará nulo.

En este momento, ya se está en disposición de calcular el coeficiente global de transmisión de calor. Sustituyendo datos en la ecuación [AII-2.11], se llega al siguiente valor de U:

$$U_o = \frac{1}{(0,021/0,017 \cdot 333,33) + (0,021/0,017 \cdot 250,263) + (1/28521,17) + 0} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow U_o = 114,24 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo del área de intercambio A y de la longitud del intercambiador**

Finalmente, sólo queda aplicar la ecuación de diseño [AII-2.5] para calcular el área y, por tanto, la longitud del intercambiador. Pues bien, despejando el área de intercambio de calor y sustituyendo los datos calculados, se obtiene que:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{386,47}{114,24 \cdot 94,87} \Rightarrow A = 0,0357 \text{ m}^2$$

Como el coeficiente global se ha calculado con respecto al área exterior de intercambio de calor, el área calculada se refiere al área exterior del tubo interno. Por tanto, para calcular la longitud del cambiador de calor, basta con despejar la longitud de la fórmula que define tal superficie, es decir:

$$A = \pi \cdot D_{e.i.} \cdot L_{\text{int intercambiador}} \Rightarrow L_{\text{int intercambiador}} = \frac{0,0357}{\pi \cdot 0,021} \Rightarrow \mathbf{L_{\text{intercambiador}} = 0,53 \text{ m}}^{29}$$

Al final, se decidió construir un intercambiador de 0,6 metros.

---

<sup>29</sup> Se recuerda que este valor ha sido calculado tras iterar con la temperatura de la pared, la viscosidad del aceite a esa temperatura, el coeficiente  $h_i$  y la longitud del cambiador.

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del intercambiador, es necesario aislarlo térmicamente de la temperatura ambiente mediante un aislante adecuado. Para ello, se empleará fibra de vidrio, por ser el más económico. Para su selección en el mercado, es necesario indicar qué tipo de elemento se desea aislar, el diámetro y la temperatura máxima que se alcanza. Como se trata de aislar tuberías, de 1 in de diámetro nominal y en donde alcanza una temperatura comprendida entre 150 y 200 °C, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>89</i>

#### 4.2.2. Cálculo de los recipientes de Lavado

Los tres recipientes de lavado van a ser diseñados con el mismo volumen, tomando como referencia el que más caudal másico reciba, que, obviamente, es el primero. El diseño estos recipientes se ha llevado a cabo según el Reglamento de Aparatos a Presión, empleándose el código ASME, sección VIII división I, que se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

➤ **Volumen del recipiente**

El volumen del recipiente se decidirá según el caudal de entrada en el primer recipiente lavador, que es el que recibe mayor caudal, y el tiempo de residencia que el aceite deba permanecer en el mismo, de manera que se calculará según la ecuación [AII-2.20].

El caudal volumétrico se calculará despejándolo de la ecuación [AII-2.13]. Los datos del caudal másico y de la densidad del aceite en este punto son los siguientes:

$$W_{\text{Lavador 1}} = 77,686 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{\text{aceite}} (T = 90 \text{ }^\circ\text{C}) = 873,08 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Por tanto, } Q_{\text{Lavador 1}} = \frac{(77,686/3600)}{873,08} \Rightarrow Q_{v \text{ Lavador 1}} = 2,472 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Como el tiempo de residencia en este caso va a ser  $\tau = 1,5$  minutos = 90 segundos, entonces el volumen necesario será:

$$V_{\text{Lavador 1}} = 90 \cdot 2,472 \cdot 10^{-5} \Rightarrow V_{\text{Lavador 1}} = 0,0022 \text{ m}^3$$

Según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.1, estos depósitos no pueden llenarse más del 85% de su capacidad total, por lo que se ha creído conveniente tomar un factor de sobredimensionamiento de 1,2. Así pues, el volumen aumentaría hasta  $1,2 \cdot V_{\text{Lavador 1}} = 0,0027 \text{ m}^3$ .

Finalmente, por adecuación a lo estandarizado en el mercado, se ha decidido que el volumen final de este recipiente sea  $V_{\text{Lavador 1}} = 0,003 \text{ m}^3 = 3$  Litros.

### ➤ Presión de diseño

La presión de operación de este depósito es la presión atmosférica, es decir,  $1,03 \text{ Kg/cm}^2$ . El valor de la presión de diseño se ha fijado como el mayor de las siguientes posibilidades:

$$P \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq \text{Presión máxima de operación} + 2 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$$

Por tanto, en el caso que nos ocupa, la presión de diseño es de  $P_d = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$ .



➤ **Temperatura de diseño**

La temperatura máxima de operación a la que puede encontrarse el aceite en este depósito es de 90 °C. Por tanto, la temperatura de diseño del mismo será la temperatura de operación más un incremento de 20 °C, es decir,  $T_d = 110$  °C.

➤ **Material de construcción y Propiedades**

El material utilizado para la construcción de este depósito es acero inoxidable 316. Las propiedades de este material, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, son las mismas que se expusieron en la tabla AII-2.1:

A partir de este punto, el cálculo del diámetro interior, de los fondos, que serán de tipo elipsoidal el superior y de tipo cónico el inferior, y del espesor y el diámetro exterior se realizarán exactamente igual que en el caso del recipiente mezclador de ácido fosfórico (apartado 2.2.3 del presente Anexo II), puesto que las dimensiones son las mismas.

➤ **Dimensiones finales**

Obviamente, las dimensiones finales serán también iguales al caso citado anteriormente, por tanto:

<b>DIMENSIONES LOS RECIPIENTES LAVADORES</b>		
$D_{ext}$	5,5 in	0,140 m
Espesor pared ( $t$ )	0,25 in	0,0064 m
$H_{elipsoidal}$	0,032 m	
$H_{cónico}$	0,110	
$\alpha$	30°	
$H_{virola}$	0,198 m	
$H_{total}$	0,340 m	

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del depósito, es necesario aislarlo térmicamente mediante un aislante adecuado. Para ello, y por razones económicas, se empleará fibra de vidrio. Para su selección en el mercado, hay que indicar que se trata de un depósito de 5,5 in de diámetro y que no llega a alcanzar la temperatura de 100 °C. Sabiendo esta información, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>48</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>64</i>

➤ **Sustentación**

Estos depósitos se instalarán sobre unas estructuras metálicas debido, fundamentalmente, a su pequeño tamaño. Dichas estructuras no serán objeto de este Proyecto.

### 4.2.3. Cálculo del depósito pulmón 2

El diseño este recipiente se ha llevado a cabo según el Reglamento de Aparatos a Presión, empleándose el código ASME, sección VIII división I, que se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

➤ **Volumen del recipiente**

El volumen del recipiente se decidirá según el caudal de entrada y el tiempo de residencia que el aceite deba permanecer en el mismo, de manera que se calculará según la ecuación [AII-2.20].

El caudal volumétrico se calculará despejándolo de la ecuación [AII-2.13]. Los datos del caudal másico y de la densidad del aceite en este punto son los siguientes:

$$W_{\text{dep.pulmón } 2} = 59,367 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{\text{aceite}} (T = 90 \text{ °C}) = 873,08 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Por tanto, } Q_{\text{dep.pulmón } 2} = \frac{(59,367 / 3600)}{873,08} \Rightarrow Q_{v \text{ dep.pulmón } 2} = 1,889 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Como el tiempo de residencia en este caso va a ser  $\tau = 1 \text{ minuto} = 60 \text{ segundos}$ , entonces el volumen necesario será:

$$V_{\text{dep.pulmón } 2} = 60 \cdot 1,889 \cdot 10^{-5} \Rightarrow V_{\text{dep.pulmón } 2} = 0,0011 \text{ m}^3$$

Según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.1, este depósito no puede llenarse más del 85% de su capacidad total, por lo que se ha creído conveniente tomar un factor de sobredimensionamiento de 1,2. Así pues, el volumen aumentaría hasta  $1,2 \cdot V_{\text{dep.pulmón } 2} = 0,0014 \text{ m}^3$ .

Finalmente, por adecuación a lo estandarizado en el mercado y por semejanza al primer depósito pulmón, se ha decidido que el volumen final de este recipiente sea  $V_{\text{dep.pulmón } 2} = 0,003 \text{ m}^3 = 3 \text{ Litros}$ .

➤ **Presión de diseño**

La presión de operación de este depósito es la presión atmosférica, es decir,  $1,03 \text{ Kg/cm}^2$ . El valor de la presión de diseño se ha fijado como el mayor de las siguientes posibilidades:

$$P \geq 1,1 \cdot \text{Presión máxima de operación (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq \text{Presión máxima de operación} + 2 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$$

$$P \geq 3,5 \text{ Kg/cm}^2$$

Por tanto, en el caso que nos ocupa, la presión de diseño es de  $P_d = 3,5 \text{ Kg/cm}^2$ .

➤ **Temperatura de diseño**

La temperatura máxima de operación a la que puede encontrarse el aceite en este depósito es de 90 °C. Por tanto, la temperatura de diseño del mismo será la temperatura de operación más un incremento de 20 °C, es decir,  $T_d = 110$  °C.

➤ **Material de construcción y Propiedades**

El material utilizado para la construcción de este depósito es acero inoxidable 316. Las propiedades de este material, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, son las que se expusieron en la tabla AII-2.1.

A partir de este punto, el cálculo del diámetro interior, de los fondos, que serán de tipo elipsoidal el superior y de tipo cónico el inferior, y del espesor y el diámetro exterior se realizarán exactamente igual que en el caso del recipiente mezclador de ácido fosfórico (apartado 2.2.3 del presente Anexo de Cálculo), puesto que las dimensiones son las mismas.

➤ **Dimensiones finales**

Obviamente, las dimensiones finales serán también iguales al caso citado anteriormente, por tanto:

<b>DIMENSIONES DEL DEPÓSITO PULMÓN</b>		
$D_{ext}$	5,5 in	0,140 m
Espesor pared (t)	0,25 in	0,0064 m
$H_{elipsoidal}$	0,032 m	
$H_{cónico}$	0,110	
$\alpha$	30°	
$H_{virola}$	0,198 m	
$H_{total}$	0,340 m	

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del depósito, es necesario aislarlo térmicamente mediante un aislante adecuado. Para ello, y por razones económicas, se empleará fibra de vidrio. Para su selección en el mercado, hay que indicar que se trata de un depósito de 5,5 in de diámetro y que no llega a alcanzar la temperatura de 100 °C. Sabiendo esta información, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Colcha de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>48</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>64</i>

➤ **Sustentación**

Este depósito se instalará sobre una estructura metálica debido, fundamentalmente, a su pequeño tamaño. Dicha estructura metálica no será objeto de este Proyecto.

## 5. Secado

En este apartado se mostrarán todos los cálculos relativos a la etapa de Secado del aceite, centrándose primero en la resolución de la destilación flash, para luego detallar los balances de materia y el cálculo de los equipos diseñados.

Como ya se explicó en la Memoria, la etapa de Secado es una de las que puede recibir menor o mayor caudal en función de si se realiza refinación química o física, respectivamente. Obviamente, esta etapa ha de estar preparada para cualquiera de los dos tipos de refinación, por lo que se ha decidido diseñarla teniendo en cuenta el caudal mayor, resultante de haber seleccionado una refinación física. Esta decisión tiene su justificación en que, si el diseño se realiza para el menor caudal, puede que no sea posible tratar el mayor con el mismo equipo (o al menos, en las mismas condiciones de tiempo); sin embargo, el caso contrario sí que es posible. Además, se trata de equipos en los que el tratamiento de un caudal menor no supone problemas en su funcionamiento y eficacia, como ocurre con los fenómenos de lloriqueo en las columnas de destilación al tratar un caudal demasiado bajo. Por tanto, al evitar las etapas de Neutralización y Lavados, el mayor caudal que llegaría a la etapa de Secado sería el saliente de la etapa de Desgomado, es decir, *94,323 Kg/h*.

El primer impulso sería tomar exactamente la misma composición de cada uno de los componentes de la salida del Desgomado. Sin embargo, esto no puede hacerse por una cuestión importante: la composición del aceite de la que se partió inicialmente implicaba el paso por Neutralización y Lavados, es decir, refinación química, debido a que el porcentaje en AGL era bastante superior al 2%, razón por la que ahora no podría realizarse refinación física. Por tanto, la solución que se ha elegido es tomar la composición del aceite a la salida de los lavados, en donde el porcentaje en AGL es adecuado para ser tratado por refinación física, quedando los demás componentes en la misma proporción. Esta composición es la siguiente:

Componente	%
AGL	2,588
Ceras	0,078

Humedad/H <sub>2</sub> O	0,556
Pigmentos	0,261
Volátiles	0,261
Mat.Insaponif.	1,955
Triglicéridos	94,301

En resumen, para realizar el diseño de esta etapa se tomará el mayor caudal de aceite que puede llegar hasta ella, es decir, el procedente de la unidad de Desgomado, siendo la composición del mismo la resultante tras ejecutar los lavados. Por tanto, teniendo en cuenta lo anterior, el caudal másico de cada uno de los componentes que llegarían a la etapa de Secado se calcula aplicando el porcentaje correspondiente al caudal total, de manera que  $W_{componente} = W_{TOTAL} \cdot (\text{porcentaje}/100)$ . Por ejemplo:

$$W_{AGL} = 94,323 \cdot (2,588/100) \Rightarrow W_{AGL} = 2,441 \text{ Kg/h}$$

Adicionalmente, en este punto se seguirían manteniendo las proporciones entre los distintos AGL y TGL, las cuales también serán aplicadas para el cálculo del caudal másico de cada uno de ellos<sup>30</sup>. Así por ejemplo, el caudal másico del ácido oleico sería:

$$W_{Oleico} = 2,441 \cdot (80,3/100) \Rightarrow W_{AGL} = 1,9603 \text{ Kg/h}$$

Pues bien, realizando estas operaciones para cada uno de los componentes, se llega a la siguiente tabla, donde se exponen los caudales másicos de cada uno de ellos, incluidos AGL y TGL.

COMPONENTE		$W_{Secado} \text{ (Kg/h)}$
AGL	Palmitoleico	0,0146
	Palmítico	0,2197
	Linolénico	0,0171
	Linoleico	0,1538

<sup>30</sup> Ver Anexo I, apartado 2.1.

	Oleico	1,9603
	Esteárico	0,0659
	Araquídico	0,0098
Ceras		0,074
Agua		0,524
Pigmentos		0,246
Volátiles		0,246
Mat.Insaponif.		1,844
TGL	OOLi	7,5890
	OOO	48,5474
	SOO	5,6918
	POLi	6,5846
	POO	20,5350

## 5.1. Destilación flash en el Secado

Como se apuntó en la Memoria, la operación de Secado del aceite consiste en una destilación flash multicomponente, en la que el componente que se desea eliminar o reducir es el agua. Esta operación se realiza aprovechando la diferencia de volatilidades entre el agua y el resto de los componentes.

A la hora de abordar este problema, la primera simplificación que se va a llevar a cabo es considerar que el aceite sólo contiene agua, AGL y TGL, aunque los demás componentes sí se tendrán en cuenta en el balance de materia al equipo, siendo su secuencia de volatilidades  $AGUA \gg AGL > TGL$ . Teniendo en cuenta los pesos moleculares de cada uno de los compuestos considerados, a continuación se adjunta una tabla donde, aparte de los caudales máxicos, se presentan los caudales molares de los mismos:



Componente	$L_{oi}$ ' (Kg/h)	$P_{molecular}$ (g/mol)	$L_{oi}$ (moles/h)
Agua	0,524	18	29,1196
Palmitoleico	0,0146	254	0,0577
Palmítico	0,2197	256	0,8583
Linolénico	0,0171	278	0,0615
Linoleico	0,1538	280	0,5493
Oleico	1,9603	282	6,9515
Estearico	0,0659	284	0,2321
Araquídico	0,0098	312	0,0313
OOLi	7,5890	882	8,6043
OOO	48,5474	884	54,9179
SOO	5,6918	886	6,4241
POLi	6,5846	856	7,6923
POO	20,5350	858	23,9336

Una destilación flash es una sola etapa de destilación en la que la alimentación se vaporiza parcialmente para producir un vapor más rico en el componente más volátil, que en este caso es el agua, en equilibrio con el líquido, más pobre en dicho componente. Seguidamente, la mezcla en equilibrio es conducida hasta un separador gas-líquido, en el que ambas fases son separadas. Por tanto, es esencial disponer de los datos de equilibrio de los componentes a separar para poder conocer en qué condiciones se produce la separación (temperatura, presión, composición de cada uno de ellos en el vapor  $-y_i-$  y en el líquido  $-x_i-$ ).

Este problema consiste en calcular la temperatura de equilibrio de la mezcla líquido-vapor para poder alcanzar una composición determinada en los caudales de ambas fases trabajando a una presión prefijada.

Según la bibliografía, la presión de operación en esta etapa suele estar comprendida entre 20-50 torr, es decir, 0,027-0,067 bar. En este caso, se ha decidido trabajar a la presión más baja, con el fin obtener una temperatura de equilibrio menor. Por tanto,  $P_{operación} = 0,027 \text{ bar}$ .

En cuanto a las composiciones de las corrientes de líquido y vapor, se va a suponer una reducción del 90% del agua contenida en el aceite, además de que en la corriente vapor sólo haya un 0,01% del componente pesado más volátil con respecto a la cantidad que entró del mismo, que en el caso que nos ocupa es el ácido palmitoleico, siendo nula la cantidad del resto de componentes. Por tanto, la corriente de vapor deseada en principio, estaría formada por los siguientes caudales másicos:

Componente	$V_i$ (moles/h)
Agua	26,208
Palmitoleico	$5,767 \cdot 10^{-6}$
Palmítico	0
Linolénico	0
Linoleico	0
Oleico	0
Esteárico	0
Araquídico	0
OOLi	0
OOO	0
SOO	0
POLi	0
POO	0

Esta composición es lógica, ya que la diferencia de volatilidades entre el agua y el resto de los componentes es bastante elevada, como se ha comentado anteriormente.

A continuación, se plantean las ecuaciones del balance de materia global y de cada componente:

$$L_0 = L + V \quad [\text{AII-5.1}]$$

$$L \cdot x_{i0} = L \cdot x_i + V \cdot y_i \quad [\text{AII-5.2}]$$

donde:

- $L_0$ : caudal molar de alimentación

- L: caudal molar de líquido
- V: caudal molar de vapor
- $x_{i0}$ : composición del componente i en la alimentación
- $x_i$ : composición del componente i en la fase líquida
- $y_i$ : composición del componente i en la fase vapor

Por tanto, sabiendo los caudales de entrada de cada uno de los componentes ( $L_o \cdot x_{oi}$ ) y los del vapor ( $V \cdot y_i$ ), se pueden calcular los del líquido ( $L \cdot x_i$ ), de manera que  $L \cdot x_i = L_o \cdot x_{oi} - V \cdot y_i$ . Así pues, aplicando este balance, se llega a los siguientes resultados:

Componente	$L_{oi}$ (moles/h)	$V_i$ (moles/h)	$L_i$ (moles/h)
<i>Agua</i>	29,1196	26,208	2,91196
Palmitoleico	0,0577	$5,767 \cdot 10^{-6}$	0,0577
Palmítico	0,8583	0	0,8583
Linolénico	0,0615	0	0,0615
Linoleico	0,5493	0	0,5493
Oleico	6,9515	0	6,9515
Esteárico	0,2321	0	0,2321
Araquídico	0,0313	0	0,0313
OOLi	8,6043	0	8,6043
OOO	54,9179	0	54,9179
SOO	6,4241	0	6,4241
POLi	7,6923	0	7,6923
POO	23,9336	0	23,9336
<b>TOTAL</b>	<b>139,433</b>	<b>26,208</b>	<b>113,226</b>

Además, si se conoce el caudal de un componente en una corriente y el caudal total de dicha corriente, se pueden averiguar las composiciones  $x_i$  e  $y_i$  propuestas, de manera que  $x_o = L_{oi} / L_o$ ,  $x_i = L_i / L$  e  $y_i = V_i / V$ . Por tanto, se obtiene que:

COMPOSICIÓN			
Componente	ALIMENTACIÓN, $X_0$	LÍQUIDO, $X_i$	VAPOR, $y_i$
Agua	0,2088	0,02572	0,99999
Palmitoleico	0,0004	0,00051	$2,2004 \cdot 10^{-7}$
Palmítico	0,0062	0,00758	0
Linolénico	0,0004	0,00054	0
Linoleico	0,0039	0,00485	0
Oleico	0,0499	0,06140	0
Esteárico	0,0017	0,00205	0
Araquídico	0,0002	0,00028	0
OOLi	0,0617	0,07599	0
OOO	0,3939	0,48503	0
SOO	0,0461	0,05674	0
POLi	0,0552	0,06794	0
POO	0,1716	0,21138	0

A partir de ahora se trata de comprobar que para las composiciones propuestas inicialmente del vapor y, por tanto, del líquido, existe una temperatura de equilibrio, teniendo en cuenta la presión de operación.

Los datos de equilibrio  $x_i$  e  $y_i$  se relacionan entre sí mediante las razones de equilibrio o volatilidades, de manera que:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad [\text{AII-5.3}]$$

A continuación, empleando las ecuaciones [AII-5.1], [AII-5.2] y [AII-5.3], se obtendrán las ecuaciones por las cuales se pueden calcular  $x_i$  e  $y_i$  en función de los caudales de vapor y de líquido y de la volatilidad.

▪ **Cálculo de  $x_i$**

Despejando L de la ecuación [AII-5.1] e  $y_i$  de la ecuación [AII-5.3], se obtiene:

$$L = L_o - V \quad \text{e} \quad y_i = K_i \cdot x_i$$

Sustituyendo los valores despejados en la ecuación [AII-5.2] se llega a que:

$$L \cdot x_{i0} = (L_o - V) \cdot x_i + V \cdot (K_i \cdot x_i) \Rightarrow x_i = \frac{L_o \cdot x_{i0}}{(L_o - V) + (V \cdot K_i)} \Rightarrow x_i = \frac{x_{i0}}{\left(1 - \frac{V}{L_o}\right) + \frac{V}{L_o} K_i}$$

$$\Rightarrow x_i = \frac{x_{i0}}{1 + \frac{V}{L_o} \cdot (K_i - 1)} \quad \text{[AII-5.4]}$$

▪ **Cálculo de  $y_i$**

Despejando L de la ecuación [AII-5.1] y  $x_i$  de la ecuación [AII-5.3], se obtiene:

$$L = L_o - V \quad \text{y} \quad x_i = \frac{y_i}{K_i}$$

Sustituyendo los valores despejados en la ecuación [AII-5.2] se llega a que:

$$L \cdot x_{i0} = (L_o - V) \cdot \frac{y_i}{K_i} + V \cdot y_i \Rightarrow y_i = \frac{L_o \cdot x_{i0}}{\frac{(L_o - V)}{K_i} + V} \Rightarrow y_i = \frac{K_i \cdot x_{i0}}{\left(1 - \frac{V}{L_o}\right) + \frac{V}{L_o} K_i}$$

$$\Rightarrow y_i = \frac{K_i \cdot x_{i0}}{1 + \frac{V}{L_o} \cdot (K_i - 1)} \quad \text{[AII-5.5]}$$

Si se observan las ecuaciones [AII-5.4] y [AII-5.5], se comprueba que es necesario conocer los caudales de líquido y de vapor, que ya han sido “supuestos”, y el valor de las volatilidades de los compuestos,  $K_i$ , que deben ser determinadas.

Al trabajar a bajas presiones, se puede hacer uso de la expresión de Raoult, pudiéndose relacionar los datos de equilibrio como sigue:

$$y_i = \frac{P_i^o}{P} x_i \quad [\text{AII-5.6}]$$

donde:

- $P_i^o$ : presión de vapor del componente i
- P: presión de operación

De esta forma, despejando  $y_i/x_i$  en la ecuación [AII-5.3] y sustituyendo en la ecuación [AII-5.6], se obtiene que:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^o}{P} \Rightarrow K_i = \frac{P_i^o}{P} \quad [\text{AII-5.7}]$$

Por tanto, las volatilidades de los componentes dependen de su presión de vapor, que a su vez, depende de la temperatura a la que éstos se encuentren. Por tanto, las composiciones en el equilibrio dependerán de la temperatura de operación, que será la de equilibrio entre las dos fases. Esta temperatura, que es la temperatura de burbuja del líquido o la de rocío del vapor con el que está en equilibrio, será la que se tendrá que calcular.

La temperatura de burbuja de un líquido es aquella a la cual se forma la primera burbuja de vapor. Para calcular dicha temperatura, ha de cumplirse que

$$\sum_i^{comp} y_i = 1,0 \quad [\text{AII-5.8}]$$

Por otro lado, la temperatura de rocío del vapor es aquella a la cual se forma la primera gota de líquido. Para calcular esta temperatura, ha de cumplirse que

$$\sum_i^{comp} x_i = 1,0 \quad [\text{AII-5.9}]$$

Para resolver el problema es necesario emplear un método de cálculo por tanteo, consistente en los siguientes pasos:

- 1° Se supone una temperatura de equilibrio.
- 2° Se calculan las presiones de vapor de los componentes mediante el método explicado en el apartado 2.6 del Anexo I de este Proyecto, excepto en el caso del agua, cuya presión se calculará mediante la expresión de Antoine.
- 3° Se calculan las volatilidades de cada uno de los componentes según la ecuación [AII-5.7].
- 4° Se calculan las composiciones  $x_i$  e  $y_i$  según las ecuaciones [AII-5.4] y [AII-5.5].
- 5° Se comprueba que se cumplen las relaciones [AII-5.8] y [AII-5.9].
- 6° Si se cumplen tales relaciones, ya se habrá encontrado la temperatura buscada. En caso contrario, habrá que suponer una nueva temperatura para volver a recalcular los cálculos. Esa nueva temperatura tendrá que ser mayor a la inicialmente supuesta si  $\Sigma x_i > 1$ , situación en la que también se cumple que  $\Sigma y_i < 1$ . Por el contrario, la nueva temperatura a suponer será mayor si  $\Sigma x_i < 1$ , momento en el que también se cumple que  $\Sigma y_i > 1$ .

Para la resolución del problema, se ha empleado la herramienta *Solver* del programa Excel. Para ello, se ha tomado como celda objetivo la diferencia  $\sum x_i - \sum y_i$ , fijando su valor en cero (esta condición se cumple cuando  $\Sigma x_i = 1$  y  $\Sigma y_i = 1$ ), y como celda variable la temperatura. De esta manera, se obtiene que la temperatura de equilibrio líquido-vapor y, por tanto la de operación, es  **$T_{operación} = 100,79 \text{ °C}$** .

Con esta temperatura se han calculado las presiones de vapor de cada uno de los componentes. Para el cálculo de la presión de vapor de agua se ha recurrido a la expresión de Antoine, indicada en el apartado 3.1 del Anexo I de este Proyecto. Por tanto, dicho valor se obtiene de la siguiente forma:

$$\ln P_v = A - \frac{B}{T + C} \Rightarrow \ln P_v = 18,3036 - \frac{3816,44}{(100,79 + 273) - 46,13} = 777,58 \text{ mmHg} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow P_{\text{vapor H}_2\text{O}} = 1,037 \text{ bar}$$

Por otro lado, las volatilidades de los compuestos serán calculadas según la ecuación [AII-5.7], teniendo en cuenta que el valor de la presión de operación es 0,027 bar.

En la siguiente tabla se exponen los valores de las presiones de vapor y las volatilidades de cada uno de los componentes a la temperatura resultante:

Componente	P <sub>vapor</sub> (bar)	K <sub>i</sub>
Agua	1,0366921	38,87915
Palmitoleico	0,0000115	0,00043
Palmítico	0,0000086	0,00032
Linolénico	0,0000049	0,00018
Linoleico	0,0000037	0,00014
Oleico	0,0000028	0,00010
Esteárico	0,0000021	0,00008
Araquídico	0,0000003	0,00001
OOLi	2,29091·10 <sup>-14</sup>	8,5916·10 <sup>-13</sup>
OOO	2,38453·10 <sup>-14</sup>	8,9427·10 <sup>-13</sup>
SOO	2,48691·10 <sup>-14</sup>	9,3267·10 <sup>-13</sup>
POLi	5,18157·10 <sup>-14</sup>	1,9432·10 <sup>-12</sup>
POO	5,3244·10 <sup>-14</sup>	1,9968·10 <sup>-12</sup>

Sustituyendo los valores de K<sub>i</sub> en las ecuaciones [AII-5.4] y [AII-5.5], junto con los valores de x<sub>o</sub>, L<sub>o</sub> y V calculados anteriormente, se calculan las composiciones de ambas fases en equilibrio a la temperatura obtenida. Como ejemplo se mostrará el cálculo de las composiciones en el líquido y en el vapor del ácido palmitoleico:



$$x_{i\ PO} = \frac{x_{i0}}{1 + \frac{V}{L_0} \cdot (K_i - 1)} \Rightarrow x_{i\ PO} = \frac{0,0004}{1 + \frac{26,208}{139,433} \cdot (0,00043 - 1)} \Rightarrow x_{i\ PO} = 0,00051$$

$$y_{i\ PO} = \frac{K_i \cdot x_{i0}}{1 + \frac{V}{L_0} \cdot (K_i - 1)} \Rightarrow y_{i\ PO} = \frac{0,00043 \cdot 0,0004}{1 + \frac{26,208}{139,433} \cdot (0,00043 - 1)} \Rightarrow y_{i\ PO} = 2,2031 \cdot 10^{-7}$$

En la siguiente tabla, se presentan todas las composiciones calculadas mediante el mismo procedimiento, además de las composiciones que se supusieron inicialmente:

Componente	$x_i$	$x_i$	$y_i$	$y_i$
	CALCULADAS	SUPUESTAS	CALCULADAS	SUPUESTAS
Agua	0,02572	0,02572	0,99999	0,99999
Palmitoleico	0,00051	0,00051	$2,2031 \cdot 10^{-7}$	$2,2004 \cdot 10^{-7}$
Palmítico	0,00758	0,00758	$2,4392 \cdot 10^{-6}$	0
Linolénico	0,00054	0,00054	$9,9532 \cdot 10^{-8}$	0
Linoleico	0,00485	0,00485	$6,6888 \cdot 10^{-7}$	0
Oleico	0,06139	0,06140	$6,3789 \cdot 10^{-6}$	0
Esteárico	0,00205	0,00205	$1,608 \cdot 10^{-7}$	0
Araquídico	0,00028	0,00028	$2,7803 \cdot 10^{-9}$	0
OOLi	0,07599	0,07599	$6,529 \cdot 10^{-14}$	0
OOO	0,48503	0,48503	$4,3375 \cdot 10^{-13}$	0
SOO	0,05674	0,05674	$5,2917 \cdot 10^{-14}$	0
POLi	0,06794	0,06794	$1,3202 \cdot 10^{-13}$	0
POO	0,21138	0,21138	$4,2208 \cdot 10^{-13}$	0

Observando los resultados expuestos, se puede comprobar que las composiciones calculadas y supuestas son casi idénticas. Ello quiere decir que la composición del vapor, y por tanto la del líquido, supuestas inicialmente, eran viables, ya que existe una temperatura a la cual se pueden obtener dichas corrientes en equilibrio.

El problema que se acaba de resolver se ha tratado como un flash isotérmico, es decir, se ha supuesto que la temperatura se mantiene constante durante todo el proceso. Sin embargo, el calentamiento del aceite hasta la temperatura de operación se realiza antes de producir el vacío que supone la presión de operación, lo que producirá una pequeña bajada de temperatura. Este cambio podría haberse tenido en cuenta tratando el problema como un flash adiabático, en cual además implica un balance entálpico y un método de resolución por iteración y tanteo. Por tanto, debido a la dificultad añadida que supone este tratamiento, y considerando que la bajada de temperatura no va a ser importante al tratarse de un líquido, se decidió abordar la destilación como isotérmica, con la condición de llevar el aceite hasta una temperatura más elevada para contrarrestar ese desfase. Esa temperatura será la que se indique mediante un sistema de control de lazo cerrado en el que la señal se mida después de hacer el vacío y la corrección se realice sobre la potencia de la resistencia eléctrica anterior a este punto, como ya se describió en el apartado 8.11.2 de la Memoria de este Proyecto. No obstante, se estimará que la resistencia deberá llevar el fluido hasta una temperatura un 10% superior a la calculada, es decir hasta 110 °C, aproximadamente.

El balance de materia de cada uno de los componentes que se han considerado en la destilación flash se ha expuesto ya en forma molar. Pues bien, a continuación se expondrá dicho balance según los caudales másicos, teniendo en cuenta los pesos moleculares de los compuestos, de manera que  $(\text{mol/h}) \cdot P_m (\text{g/mol}) \cdot 10^{-3} = (\text{Kg/h})$ .

Componente	$L_{oi}'$ (Kg/h)	$V_i'$ (Kg/h)	$L_i'$ (Kg/h)
Agua	0,52415	0,47174	0,05242
Palmitoleico	0,01465	$1,46476 \cdot 10^{-6}$	0,01465
Palmítico	0,21971	0	0,21971
Linolénico	0,01709	0	0,01709
Linoleico	0,15380	0	0,15380
Oleico	1,96033	0	1,96033
Estearico	0,06591	0	0,06591
Araquídico	0,00977	0	0,00977
OOLi	7,58902	0	7,58902
OOO	48,54739	0	48,54739

SOO	5,69176	0	5,69176
POLi	6,58459	0	6,58459
POO	20,53499	0	20,53499
<b>TOTAL</b>	<b>91,913</b>	<b>0,472</b>	<b>91,441</b>

Si ahora, una vez resuelta la destilación flash, se tienen en cuenta los componentes no considerados en ella, es decir:

$$W_{\text{componentes no considerados}} = W_{\text{ceras}} + W_{\text{pigmentos}} + W_{\text{volátiles}} + W_{\text{mat. insaponificable}} = 0,074 + 0,246 + 0,246 + 1,844 \Rightarrow W_{\text{componentes no considerados}} = 2,410 \text{ Kg/h}$$

Entonces el balance global quedaría de la siguiente manera:

$$W_{\text{Secado Entrada}} = L_{oi}' + W_{\text{componentes no considerados}} = 91,913 + 2,410 = 94,323 \text{ Kg/h}$$

$$W_{\text{Secado Líquido Salida}}^{31} = L_i' + W_{\text{componentes no considerados}} = 91,441 + 2,410 = 93,851 \text{ Kg/h}$$

$$W_{\text{Secado Vapor Salida}} = V_i' = 0,472 \text{ Kg/h}$$

Teniendo en cuenta la cantidad de agua presente en el líquido de salida y el caudal total de éste, se llega a que el porcentaje de agua residual que queda en el aceite es:

$$\% \text{ agua en aceite secado} = 0,05242/93,851 \Rightarrow \% \text{ agua en aceite secado} = 0,0558 \%$$

## 5.2. Balances de Materia en el Secado

En cada uno de los equipos se realizará el balance global de materia y el balance de materia a cada componente, aplicando en todos los casos la ecuación:

$$\text{Acumulación (A)} = \text{Entrada (E)} - \text{Salida (S)} + \text{Generación (G)} - \text{Consumo (C)}$$

---

<sup>31</sup> Las ceras, los pigmentos, los compuestos volátiles y la materia insaponificable, al no haber sido considerados, se contabilizarán en su totalidad en el líquido resultante del proceso.

Durante toda la etapa de Secado se considerará que no existe acumulación de materia. Además, no se va a producir ninguna reacción química, es decir,  $G = C = 0$ , por lo que en todos los casos se va a cumplir que *Entrada = Salida*.

Los balances de materia se presentarán de la misma forma que en las etapas anteriores, siguiendo la misma estructura y la misma nomenclatura.

➤ **Separador gas-líquido**

Teniendo en cuenta los cálculos realizados en el apartado anterior, el balance de materia aplicado al separador gas-líquido y considerando refinación física es el siguiente:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
		<b>F6' (Kg/h)</b>	<b>F7' (Kg/h)</b>	<b>Vapor (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		94,323	93,581	0,472
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	2,441	2,441	$1,4648 \cdot 10^{-6}$
	<i>Po</i>	0,0146	0,0146	$1,4648 \cdot 10^{-6}$
	<i>P</i>	0,2197	0,2197	0
	<i>Ln</i>	0,0171	0,0171	0
	<i>Li</i>	0,1538	0,1538	0
	<i>O</i>	1,9603	1,9603	0
	<i>S</i>	0,0659	0,0659	0
	<i>A</i>	0,0098	0,0098	0
	<i>Ceras</i>	0,074	0,074	0
	<i>Humedad/H2O</i>	0,524	0,0524	0,4717
	<i>Pigmentos</i>	0,246	0,246	0
	<i>Volátiles</i>	0,246	0,246	0
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,844	1,884	0
	<i>Triglicéridos</i>	88,948	88,948	0
	<i>OOLi</i>	7,5890	7,5890	0
	<i>OOO</i>	48,5474	48,5474	0
	<i>SOO</i>	5,6918	5,6918	0
	<i>POLi</i>	6,5846	6,5846	0
	<i>POO</i>	20,5350	20,5350	0

Según las consideraciones realizadas, F6' es la corriente procedente de la etapa de Desgomado, ya que para el diseño de esta etapa se decidió considerar refinación física. Por tanto, a partir del Secado, para diferenciar las corrientes del refinado físico, se empleará el símbolo ', siguiendo la numeración correspondiente.

Aunque el diseño y, por tanto, los cálculos realizados se hayan ejecutado en función del refinado físico, se ha creído conveniente mostrar el balance de materia correspondiente a la etapa de Secado en caso de realizar refinación química. Así pues, partiendo de las mismas condiciones, es decir, considerando un 90% de reducción de agua y la presencia en los vapores de sólo el 0,01% de la cantidad de ácido palmitoleico que entró en dicha unidad, el balance de materia para el refinado químico quedaría como sigue:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
		<b>F16 (Kg/h)</b>	<b>F17 (Kg/h)</b>	<b>Vapor (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		59,367	59,070	0,297
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	1,537	1,537	$9,219 \cdot 10^{-9}$
	<i>Po</i>	0,009	0,009	$9,219 \cdot 10^{-5}$
	<i>P</i>	0,138	0,138	0
	<i>Ln</i>	0,011	0,011	0
	<i>Li</i>	0,097	0,097	0
	<i>O</i>	1,234	1,234	0
	<i>S</i>	0,041	0,041	0
	<i>A</i>	0,006	0,006	0
	<i>Ceras</i>	0,046	0,046	0
	<i>Humedad/H2O</i>	0,330	0,033	0,297
	<i>Pigmentos</i>	0,155	0,155	0
	<i>Volátiles</i>	0,155	0,155	0
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,161	1,161	0
	<i>Triglicéridos</i>	55,984	55,984	0
	<i>OOLi</i>	4,777	4,777	0
	<i>OOO</i>	30,556	30,556	0
	<i>SOO</i>	3,582	3,582	0
	<i>POLi</i>	4,144	4,144	0
	<i>POO</i>	12,925	12,925	0

### 5.3. Cálculos de diseño en el Secado

En la etapa de Secado hay que realizar el cálculo de la potencia necesaria de la resistencia eléctrica para calentar el aceite hasta la temperatura de equilibrio hallada anteriormente y el diseño y dimensionamiento del separador gas-líquido y del

condensador de los vapores. Se vuelve a reiterar que los cálculos de diseño están realizados considerando refinación física, por lo que se emplearán los datos correspondientes a su balance de materia, siempre que sea necesario.

### 5.3.1. Cálculo de la potencia de la resistencia eléctrica

Para el cálculo de la potencia mínima que debe tener la resistencia para conseguir el calentamiento deseado, lo primero es saber qué flujo de calor es el que hay que aportar. De esta manera, sabiendo que:

$$W_{\text{aceite}} = 94,323 \text{ Kg/h}$$

$$C_{p_{\text{aceite}}} = 1970 \text{ J/Kg}\cdot^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{inicial}} = 80 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (procedente de la etapa de Desgomado)}$$

$$T_{\text{final}} = 110 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (es decir, } 1,1 \cdot T_{\text{equilibrio}})$$

Entonces, el caudal de calor se calcula de la siguiente manera:

$$Q = W_{\text{aceite}} \cdot C_p \cdot (T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}}) = (94,323 / 3600) \cdot 1970 \cdot (110 - 80) \Rightarrow Q = 1548,47 \text{ J/s}$$

Para calcular el tiempo de calentamiento, se ha supuesto una longitud de intercambio de calor de 0,5 metros; sabiendo que la velocidad del aceite en este punto es de aproximadamente 0,1 m/s, el tiempo se puede hallar como:

$$V = \frac{L}{t} \Rightarrow t = \frac{L}{V} = \frac{0,5}{0,1} \Rightarrow t = 5 \text{ segundos}$$

Por tanto, el calor aportado en ese tiempo será  $1548,47 \cdot 5 = 7742,33 \text{ J}$ .

A continuación, es necesario recurrir a la ley de Joule y a la ley de Ohm, las cuales implican las siguientes relaciones:

$$Q = I^2 \cdot R \cdot t \quad (\text{Ley de Joule})$$

$$V = I \cdot R \quad (\text{Ley de Ohm})$$

donde:

Q: Flujo de calor.

I: Intensidad de corriente.

R: Resistencia eléctrica.

V: Potencial eléctrico.

t: Tiempo

Si se despeja la intensidad de la ley de Ohm y se sustituye en la ley de Joule, se obtiene que:

$$Q = I^2 \cdot R \cdot t \xrightarrow{I = \frac{V}{R}} Q = \left( \frac{V}{R} \right)^2 \cdot R \cdot t$$

Como la potencia eléctrica se define como  $P = V^2/R$ , sustituyendo en la ecuación anterior se obtiene que:

$$Q = P \cdot t$$

Luego, la potencia requerida para producir el calentamiento requerido es:

$$P = \frac{Q}{t} = \frac{7742,33}{5} = 1548,47 \text{ W} \Rightarrow P = 1,55 \text{ KW}$$

### 5.3.2. Diseño y dimensionamiento del separador gas-líquido

Una vez alcanzadas las condiciones de presión y temperatura en la conducción, es necesaria una cámara para separar el líquido y el vapor que se encuentran en equilibrio; es lo que se denomina cámara flash o separador gas-líquido.

Existen dos tipos principales de separadores: verticales y horizontales. La elección de uno u otro depende fundamentalmente de las características del fluido. Así, se suele diseñar un separador horizontal en aquellos casos en los que el fluido es espumoso y con partículas sólidas y cuando el caudal de fluido a tratar es mayor. Sin embargo, cuando se trata de fluidos sin estas características, y además el caudal a tratar

es menor, se suelen emplear separadores verticales, que son menos costosos, siendo éste último el caso de la cámara de Secado del aceite.

En general, en un separador gas-líquido se pueden distinguir varias partes, a saber:

- A. Sección de separación inicial
- B. Sección de las fuerzas gravitacionales (o asentamiento por gravedad)
- C. Sección de coalescencia o de extracción de niebla
- D. Sección de recepción de líquidos

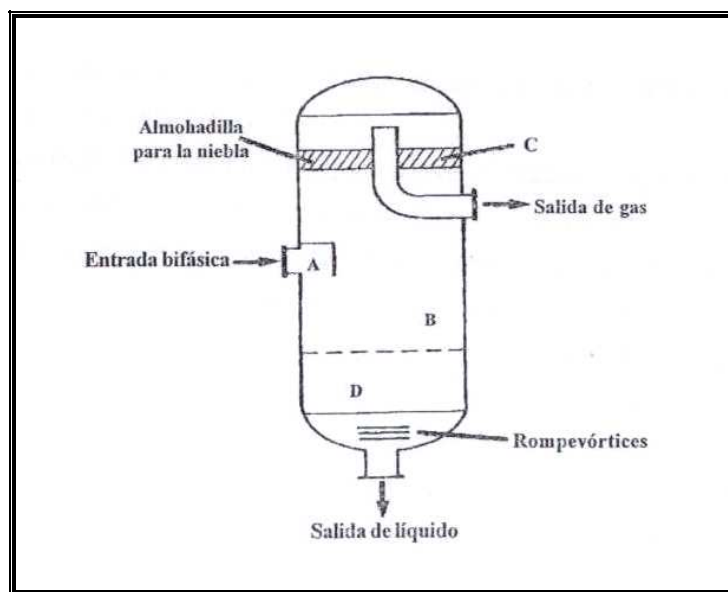


Fig AII-5.1 Separador gas-líquido

Seguidamente, se explicarán detenidamente cada una de ellas.

#### A. *Sección de separación inicial*

Esta sección comprende la entrada de los fluidos al separador. La alimentación posee una velocidad apreciable, por lo que la cantidad de movimiento en la entrada del separador es alta. Pues bien, es necesario usar dispositivos o diseños para producir cambios en la cantidad de movimiento, en la dirección de los fluidos y en su aceleración. De esta forma, esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de la corriente de entrada y controlar el cambio abrupto de la alimentación, produciéndose una separación inicial. Generalmente, la fuerza centrífuga originada por su entrada tangencial en el recipiente, remueve el líquido y reorienta la distribución de



los fluidos. Así, en ocasiones, en los separadores verticales, en vez de emplear dispositivos, el fluido puede ser introducido forzándolo a dirigirse tangencialmente hacia las paredes internas del separador. Por tanto, dadas las dimensiones que el separador objeto de diseño va a tener, se ha decidido evitar el empleo de elementos en la entrada del mismo, acudiendo a la disposición de entrada tangencial.

***B. Sección de las fuerzas gravitacionales***

En esta parte, las gotas de líquido que contiene el gas son separadas al máximo. Este proceso está dominado por las fuerzas de gravedad. Las gotas de líquido están sometidas a la influencia de varias fuerzas, siendo las principales la de gravedad y las originadas por el movimiento del vapor.

Existe una velocidad crítica del gas por debajo de la cual las fuerzas de gravedad controlan el movimiento de dicho fluido. Por consiguiente, al diseñar esta sección es necesario tratar de obtener una velocidad menor que la crítica, con el fin de lograr que las fuerzas de gravedad hagan caer las gotas del líquido y que éstas no sean arrastradas por el vapor. Esto indica que, para obtener las dimensiones de esta sección, es fundamental poder calcular lo mejor posible este parámetro. Así pues, una vez determinada esta velocidad, se puede conocer la sección transversal mínima del separador, de manera que:

$$S = \frac{Q_{v \text{ vapor}}}{V_{c \text{ vapor}}}$$

donde

$Q_{v \text{ vapor}}$ : Caudal volumétrico del gas en las condiciones de operación.

$V_{c \text{ vapor}}$ : Velocidad crítica del vapor

La velocidad crítica se puede predecir mediante las relaciones que se derivan de la ley de caída de Newton, la cual se expresa de la siguiente forma:

$$V_{c \text{ vapor}} = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

donde

$V_{c \text{ vapor}}$ : Velocidad crítica del vapor en ft/s.

K: Constante de Souders y Brown.

$\rho_l$ : Densidad del líquido en las condiciones de operación.

$\rho_v$ : Densidad del vapor en las condiciones de operación.

✓ *Estimación de K*

El valor de la constante K es uno de los parámetros que mayor relevancia tienen en el momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro de un recipiente. En cierto modo, es el valor que acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema.

En este Proyecto, para la determinación de la constante K se van a plantear cinco criterios, tomándose aquél que dé como resultado un valor de K tal que la velocidad crítica sea menor, por cuestiones de seguridad en el diseño. Dichos criterios son los siguientes:

- a) Según la Asociación de Productores y Procesadores de Gas de EEUU, el valor de K es igual a 0,35.
- b) El segundo criterio procede de la norma británica. En este caso, se comparan las tasas máxicas del líquido y del vapor en el separador ( $W_{\text{líquido}}/W_{\text{vapor}}$ ) para escoger el valor correspondiente de K, de manera que:
  - Si  $W_{\text{líquido}}/W_{\text{vapor}} < 0,10$ , entonces  $K = 0,35$ .
  - Si  $0,10 < W_{\text{líquido}}/W_{\text{vapor}} < 1,0$ , entonces  $K = 0,25$ .
  - Si  $W_{\text{líquido}}/W_{\text{vapor}} > 1,0$ , entonces  $K = 0,20$ .

En el caso que nos ocupa, teniendo en cuenta que  $W_{\text{líquido}} = 93,851 \text{ Kg/h}$  y  $W_{\text{vapor}} = 0,472 \text{ Kg/h}$ , la relación  $W_{\text{líquido}}/W_{\text{vapor}} = 198,95 \gg 1$ . Por tanto, según este criterio, el valor de la constante sería  $K = 0,2$ .

- c) Según el fabricante NATCO, PEERLES, el valor de la constante para separadores verticales es  $K = 0,16$ .
- d) Según el fabricante EPRCO, el valor medio de  $K$  es  $K = 0,157$ .
- e) Según el fabricante EXXON,  $K = 0,167$ .

Según la definición de la velocidad crítica del vapor, cuanto menor sea la constante  $K$  menor será dicha velocidad. Por tanto, aplicando lo que se comentó anteriormente, se tomará como criterio aquél que proponga un valor de  $K$  más bajo, es decir, se admitirá que  $K = 0,157$  (criterio EPRCO).

✓ *Cálculo de la densidad del líquido ( $\rho_l$ )*

Se puede considerar que la densidad del líquido se puede calcular como se indicó en el apartado 2.2 del Anexo I, teniendo en cuenta que la temperatura de operación será de  $100,79\text{ }^\circ\text{C}$ . De esta forma, esta densidad será  $\rho_l = 868,03\text{ Kg/m}^3$ .

✓ *Cálculo de la densidad del vapor ( $\rho_v$ )*

Para el cálculo de la densidad del vapor se considerará que se trata de un gas ideal, de manera que:

$$\rho = \frac{P \cdot P_{molec.}}{R \cdot T}$$

La presión de operación es  $P_{operación} = 0,027\text{ bar} = 0,026\text{ atm}$  y la temperatura es  $T_{operación} = 100,79\text{ }^\circ\text{C}$ . Por otro lado, el peso molecular se calculará como el medio ponderado entre los componentes que forman el vapor, es decir,

$$P_{molec. medio} = P_{m H_2O} \cdot y_{H_2O} + P_{m PO} \cdot y_{PO} = 18 \cdot 0,99999 + 254 \cdot 2,2004 \cdot 10^{-7} \Rightarrow \\ \Rightarrow P_{molec. medio} \cong 18\text{ g/mol}$$

Por tanto, la densidad del vapor es:

$$\rho = \frac{0,026 \cdot 18}{0,082 \cdot (100,79 + 273)} \Rightarrow \rho_v = 0,015 \text{ Kg/m}^3$$

En este momento se está en disposición de calcular la velocidad crítica del gas, por lo que, sustituyendo datos, se obtiene que:

$$V_{c \text{ vapor}} = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} = 0,157 \cdot \sqrt{\frac{868,03 - 0,015}{0,015}} = 37,21 \text{ ft/s} \Rightarrow V_{c \text{ vapor}} = 11,34 \text{ m/s}$$

Así pues, para el cálculo de la sección del separador queda únicamente el cálculo del caudal volumétrico de vapor, es decir,  $Q_{v \text{ vapor}}$ , el cual se calcula según la ecuación [AII-2.13]. De esta manera, el caudal volumétrico de vapor sería:

$$Q_{v \text{ vapor}} = \frac{W_{\text{vapor}}}{\rho_{\text{vapor}}} = \frac{0,472}{0,015} = 30,53 \text{ m}^3/\text{h} \Rightarrow Q_{v \text{ vapor}} = 0,0085 \text{ m}^3/\text{s}$$

Por tanto, la separación mínima del separador se calcularía como  $S_{\text{mínima}} = Q_{v \text{ vapor}}/V_{c \text{ vapor}}$ . Se ha decidido tomar un factor de seguridad de 1,2, por lo que la sección de la cámara sería:

$$S = 1,2 \cdot \frac{0,0085}{11,34} \Rightarrow S = 8,97 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

Dada la sección, se puede calcular el diámetro del recipiente, de forma que:

$$S = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8,97 \cdot 10^{-4}}{4}} \Rightarrow D = 0,034 \text{ m}$$

- *Cálculo del espesor del recipiente y del diámetro nominal*

Partiendo del diámetro mínimo necesario y teniendo en cuenta las condiciones de operación, se procederá al cálculo del espesor del recipiente. Al tratarse de un diámetro tan pequeño, se considerará tal recipiente como una tubería.

Para el cálculo del espesor de un recipiente sometido a vacío (o a presión externa), previamente se debe realizar el diseño a presión interna, y luego comprobar si el espesor calculado es correcto para resistir la presión externa de diseño.

El cálculo del espesor de una tubería viene dado por:

$$t_{\min} = \frac{P_d \cdot D_o}{2 \cdot (S \cdot E + P_d \cdot Y)}$$

donde:

$t_{\min}$ : Espesor mínimo de pared (in)

P: Presión de diseño (psi)

$D_o$ : Diámetro externo (in)

S: Esfuerzo del material a la  $T_{\text{diseño}}$

E: Factor de eficiencia de soldadura

Y: coeficiente que depende del material de la tubería y de la temperatura

Como todos los elementos de la planta, este recipiente también será construido en acero inoxidable 316. Ello implica que las propiedades de este material a la temperatura de diseño, es decir,  $T_{\text{operación}} + 20^\circ\text{C} = 120^\circ\text{C}$ , son las siguientes:

$$S = 20000 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \text{ (soldadura a tope)}$$

$$Y = 0,4$$

En el diseño de recipientes a vacío, la presión de diseño es de 15 psi. En cuanto al diámetro externo, teniendo en cuenta el diámetro calculado y los diámetros nominales disponibles, se ha decidido tomar el mayor más próximo, es decir, el 1,66 in, de diámetro nominal 1¼. Por tanto, sustituyendo en la fórmula anterior, resulta que:

$$t_{\min} = \frac{15 \cdot 1,66}{2 \cdot (20000 \cdot 0,8 + 15 \cdot 0,4)} = 5,89 \cdot 10^{-5} \text{ in}$$

Teniendo en cuenta un factor de corrosión de  $1,5 \text{ mm} = 5,91 \cdot 10^{-2} \text{ in}$  (para aceros inoxidables):

$$t_c = t_{\text{mín}} + c = 0,059 \text{ in}$$

Además, si se considera una tolerancia del 12,5% (depende del método de fabricación del elemento), el espesor ha de ser:

$$t = t_c / (1 - 0,125) = 0,068 \text{ in}$$

Atendiendo a los espesores normalizados, el diámetro nominal y el espesor de la cámara flash serían:

<i>DN</i>	<i>1 1/4</i>
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,037 m</i>

La comprobación de este espesor para poder trabajar en condiciones de vacío se realizará al final, una vez que se sepa la altura total del recipiente en cuestión.

### ***C. Sección de coalescencia o de extracción de niebla***

En esta sección se separan las minúsculas partículas de líquido que aún contiene el vapor tras haber pasado por las secciones anteriores. En los casos en los que se persigue que el vapor que sale del separador sea lo más seco posible, se emplean dispositivos convenientes para ello. Como este no es el caso, y dados el caudal de vapor y el diámetro del separador, se puede prescindir de tales elementos.

### ***D. Sección de recepción de líquidos***

Esta sección se diseña según el tiempo de retención que un volumen de líquido ha de permanecer en el separador para permitir la salida del gas atrapado en el fluido. El diseño obliga a que el tiempo de permanencia del líquido en el recipiente sea mayor que el tiempo requerido para que cada una de las fases quede completamente limpia.

Analizando otros datos en la bibliografía, y dada la diferencia de volatilidad entre el agua y el resto de componentes del aceite, se ha decidido que el tiempo de retención estimado sea de  $t_{\text{retención}} = 20$  segundos.

El caudal volumétrico de líquido se calcula según la ecuación [AII-2.13]:

$$Q_{v \text{ líq}} = \frac{W_{\text{líq}}}{\rho_{\text{líq}}} = \frac{93,851}{868,03} = 0,108 \text{ m}^3/\text{h} \Rightarrow Q_{v \text{ vapor}} = 3,003 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Por tanto, el volumen necesario para cumplir el tiempo de residencia establecido será:

$$\tau = \frac{V}{Q} \Rightarrow V = \tau \cdot Q = 20 \cdot 3,003 \cdot 10^{-5} \Rightarrow V_{\text{recep. líq}} = 6,01 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3$$

- *Cálculo de la altura del separador*

El esquema general de un separador vertical es el siguiente:

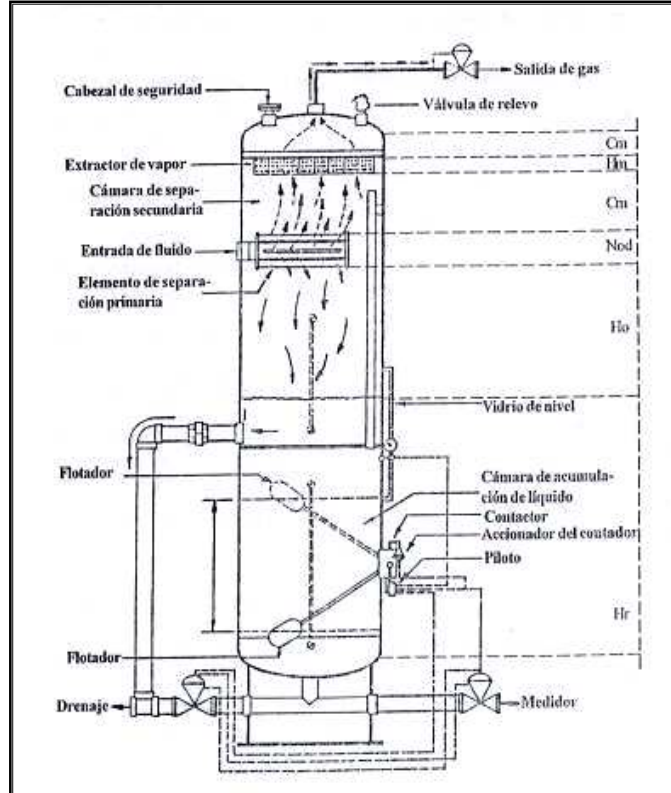


Fig. AII-5.2 Separador vertical

Dado que en el separador que se está diseñando se ha prescindido del extractor de nieblas y de la presencia de un dispositivo especial para la entrada de la alimentación, el esquema anterior se puede simplificar como se muestra en la siguiente figura:

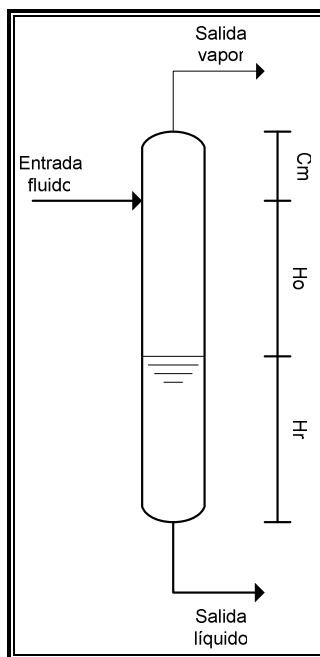


Fig. AII-5.3 Dimensiones de la columna flash

$H_r$  representa la altura del líquido en el separador y viene definido por el tiempo de retención, a partir del cual se calculó el volumen necesario de recepción. Sabiendo el volumen y la sección de la columna se podrá calcular dicha altura, de manera que:

$$V = 6,01 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3$$

$$S = \pi \cdot \frac{D^2}{4} = \pi \cdot \frac{0,037^2}{4} = 0,0011 \text{ m}^2$$

$$\text{Por tanto: } Hr = \frac{V}{S} = \frac{6,01 \cdot 10^{-4}}{0,0011} \Rightarrow \text{Tomando un factor de seguridad de 1,2} \Rightarrow$$

$$Hr = 0,684 \text{ m.}$$

$H_o$  es la distancia entre la entrada al separador y el nivel más alto de líquido, y debe ser suficiente como para evitar que el líquido sea atrapado de nuevo por la corriente gaseosa. Se ha decidido que el valor de esta distancia sea  $H_o = 0,684 \text{ m}$ , es decir, la misma que la calculada para la retención de líquido.



$C_m$  es la distancia desde la entrada del fluido y la salida del vapor. Esta distancia se suele calcular como:

$$C_m = \frac{D_{\text{separador}} - D_{\text{tubería entrada}}}{2}$$

Como se verá en el cálculo de tuberías, el diámetro de la tubería de entrada a este separador es de 0,017 m. Por tanto, se llega a que:

$$C_m = \frac{0,037 - 0,017}{2} \Rightarrow \text{Tomando un factor de seguridad de } 1,5 \Rightarrow C_m = 0,015 \text{ m}$$

Por tanto, la altura total del separador será:

$$H_{\text{total}} = H_r + H_o + C_m = 0,684 + 0,684 + 0,015 \Rightarrow H_{\text{total}} = 1,40 \text{ m}$$

Finalmente, se ha decidido que la altura total de la columna sea de **H = 1,50 m**, añadiendo los 10 cm adicionales a la distancia  $C_m$ .

Como, al fin y al cabo, se trata de una tubería en posición vertical, el empalme entre el tramo  $C_m$ , la tubería de entrada y el tramo  $H_o + H_r$  se realizará mediante una te.

✓ *Comprobación del espesor del recipiente sometido a presión externa*

Para comprobar si el espesor supuesto es suficiente para poder soportar una presión externa de 15 psi, se siguen los siguientes pasos:

1º Primeramente, se comprobará que  $D_o/t \geq 10$ . En este caso,  $D_o/t = 1,66/0,109 = 15,23 > 10$  (dimensiones dadas en in).

2º Se calcularán las relaciones  $L/D_o$  y  $D_o/t$ . en este caso,  $L/D_o = 1,5/0,042 = 35,58$ , luego:

$$L/D_o = 35,58 \text{ y } D_o/t = 15,23$$

3° Llevando los valores anteriores a la gráfica de la figura [AII-5.4], se calculará el parámetro  $A$ . En este caso,  $A = 0,005$ .

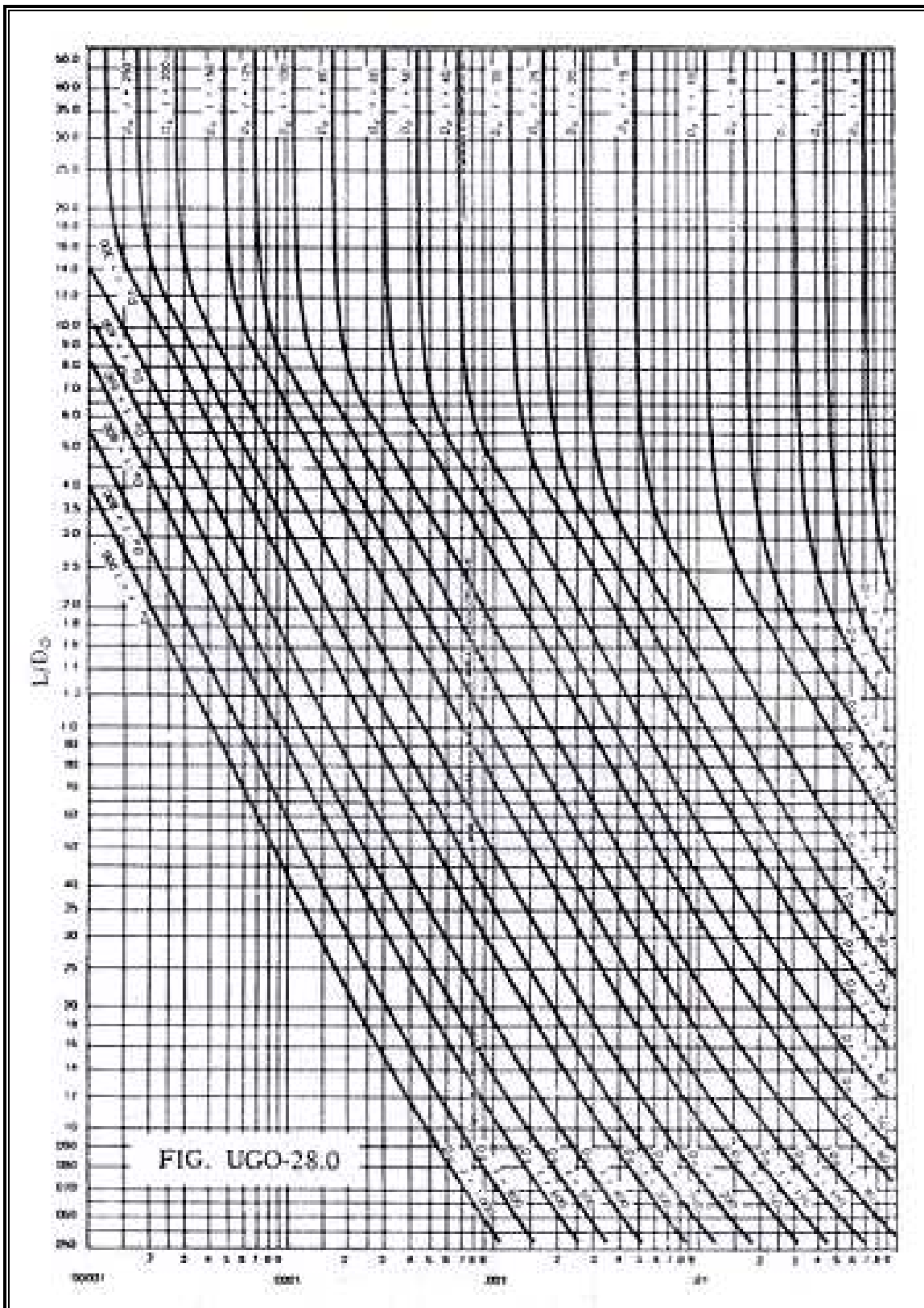


Fig. AII-5.4 Determinación del factor A (2004 ASME Boiler & Pressure Vessel Code)

4° Con el valor de A y sabiendo que la temperatura de diseño es 120 °C = 248 °F, se calculará el parámetro B empleando la gráfica de la figura [AII-5.5]. En este caso, B = 12500.

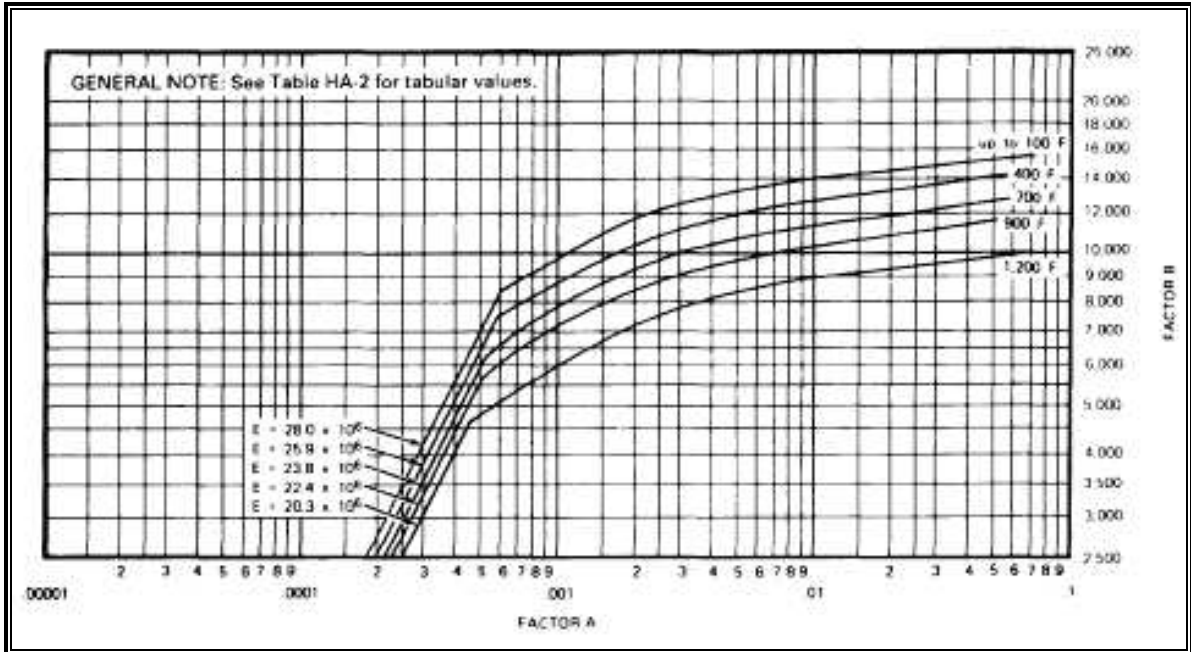


Fig. [AII-5.5] Determinación del factor B para acero austenítico (18Cr-8Ni-Mo, tipo 316) (2004 ASME Boiler & Pressure Vessel Code)

5° A continuación, se calcula la presión externa máxima admisible, de manera que:

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_o / t)} = \frac{4 \cdot 12500}{3 \cdot 15,23} = 1094,4 \text{ psi}$$

6° Finalmente, se compara el valor de la presión calculada con la de diseño. Como  $P_a > P_d = 15 \text{ psi}$ , entonces se puede asegurar que el espesor tomado es adecuado.

### ➤ Aislamiento

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes del separador, es necesario aislarlo térmicamente de la temperatura ambiente mediante un aislante adecuado. Para ello, se empleará fibra de vidrio, por ser el más económico. Para su selección en el mercado, es necesario indicar qué tipo de elemento se desea aislar, el

diámetro y la temperatura máxima que se alcanza. En este caso, al tratarse de un diámetro nominal de 1¼ y superara un poco los 100 °C, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>64</i>

➤ **Sustentación**

La columna de secado se montará sobre una estructura metálica, debido a la imposibilidad de ir apoyada sobre patas por su pequeño diámetro. Dicha estructura metálica no será objeto de este Proyecto.

### 5.3.3. Diseño y dimensionamiento del condensador del vapor

Como ya es sabido, con la destilación flash se obtienen dos corrientes: la corriente líquida, es decir, la corriente de aceite secado que pasará a la siguiente unidad, y la corriente vapor, la cual es conveniente condensar. Esta operación podría realizarse simplemente llevando el fluido hasta la presión atmosférica, en cuyo caso se produciría la condensación instantánea. Sin embargo, debido a que el sistema se encuentra bajo vacío, es mecánicamente imposible llevar a cabo una configuración que permita esta solución, por lo que se ha tenido que recurrir al diseño de un condensador que se encargue de ello. Se tratará de un intercambiador de calor vertical de tubos concéntricos, por cuya conducción interior circulará el vapor a condensar mientras que por el tubo exterior y a contracorriente circulará agua de refrigeración.



Para el diseño del equipo, se parte de la siguiente información:

VAPORES	AGUA DE REFRIGERACIÓN
$W_{\text{vapor}} = 0,472 \text{ Kg/h}$	$T_{\text{entrada}} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$
$T_{\text{entrada}} = 100,79 \text{ }^\circ\text{C}$	
$P_{\text{vapor}} = 0,027 \text{ bar}$	

Para realizar los cálculos se realizarán básicamente dos suposiciones:

- La primera de ellas será considerar la totalidad de los vapores como agua, debido a la insignificante cantidad de ácido palmitoleico contenido en ellos; ello quiere decir que las propiedades que se van a tomar para realizar los cálculos serán propias del agua. Teniendo en cuenta esta simplificación y la presión de operación, se puede calcular la temperatura a la cual condensaría el vapor de agua mediante la expresión de Antoine, facilitada en el apartado 3.1 del Anexo I del presente Proyecto. De esta manera, si la presión es de 0,027 bar = 20,25 mmHg, entonces:

$$T = \frac{B}{A - \ln P_v} - C = \frac{3816,44}{18,3036 - \ln 20,25} + 46,13 \Rightarrow$$

$$T_{\text{saturación}} = 295,65 \text{ K} = 22,65 \text{ }^\circ\text{C}$$

Por tanto, es necesario llevar el vapor desde 100,79 °C hasta 22,65 °C para que pueda condensar, debido a la presión de vacío a la que está sometido el sistema.

- b. Por otro lado, se supondrá que el agua de refrigeración saldrá a una temperatura de 20 °C.

Pues bien, teniendo en cuenta estos detalles, y antes de pasar a los cálculos de diseño, se aportarán los datos necesarios para ello<sup>32</sup>:

<i>DATOS DEL VAPOR DE AGUA (VAPORES)<sup>33</sup></i>	
T <sub>media vapor</sub> (°C)	61,72
ρ <sub>agua líquida</sub> (Kg/m <sup>3</sup> )	1109,66
μ <sub>agua líquida</sub> (Pa·s)	1,415·10 <sup>-3</sup>
K <sub>agua líquida</sub> (J/m·s·°C)	0,653
C <sub>p</sub> <sub>agua líquida</sub> (J/Kg·°C)	1875,64
λ (J/Kg)	2507,71

<i>DATOS DEL AGUA DE REFRIGERACIÓN</i>	
T <sub>media</sub> (°C)	17,5
ρ <sub>agua líquida</sub> (Kg/m <sup>3</sup> )	1115,39
μ <sub>agua líquida</sub> (Pa·s)	1,871·10 <sup>-3</sup>
K <sub>agua líquida</sub> (W/m·K)	0,591
C <sub>p</sub> (J/Kg·K)	1859,68

Como siempre, se aplicará la ecuación general de diseño de transmisión de calor, [AII-2.5], es decir,  $Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{mi}$ , donde el objetivo de cálculo será el área de transmisión de calor necesaria.

<sup>32</sup> Los datos se facilitan a la temperatura media del fluido.

<sup>33</sup> Los datos del vapor corresponden al agua líquida, ya que el vapor se condensa.

➤ **Cálculo del calor intercambiado**

Considerando que no hay pérdidas de energía, se puede aplicar la ecuación [AII-2.8], es decir, se puede decir que el calor cedido por el vapor de agua será igual al calor absorbido por el agua de refrigeración. Las expresiones de calor cedido y absorbido son las siguientes:

$$Q_{cedido\ vapor} = W_{vapor} \cdot [C_{p\ vapor} \cdot (T_{E\ condensador} - T_{saturación}) + \lambda_{vapor}] \quad [AII-5.10]$$

$$Q_{absorbido\ agua\ refrig.} = W_{agua\ refrig.} \cdot C_{p\ agua\ refrig.} \cdot (T_{S\ agua\ refrig.} - T_{E\ agua\ refrig.}) \quad [AII-5.11]$$

Como se puede observar en la ecuación [AII-5.11], para poder condensar el vapor de agua es necesario, no sólo ceder el calor hasta llegar a la temperatura de saturación del mismo, sino también ceder el calor de condensación.

Según los datos de los que se dispone, se está en disposición de calcular el calor cedido. Por tanto, sustituyendo los correspondientes en la ecuación [AII-5.10], se obtiene:

$$Q_{cedido} = \left( \frac{0,472}{3600} \right) \cdot [1875,64 \cdot (100,79 - 22,65) + 2507,71] = 19,55 \text{ J/s}$$

Por tanto, aplicando la ecuación [AII-2.8]:

$$Q_{intercambiado} = 19,55 \text{ J/s}$$

✓ *Cálculo del caudal de agua de refrigeración*

Aplicando la ecuación [AII-2.8] y sustituyendo datos en la ecuación [AII-5.11], se puede calcular el caudal de agua de refrigeración necesario para absorber el calor cedido. Por tanto:

$$W_{agua\ refrig.} = \frac{19,55}{1859,68 \cdot (20 - 15)} \Rightarrow W_{agua\ refrig.} = 0,0021 \text{ Kg/s}$$

➤ **Cálculo de la temperatura media logarítmica**

De la ecuación de diseño ya se ha calculado el calor intercambiado. A continuación, se hallará el incremento de temperatura, el cual, teniendo en cuenta que la disposición es en contracorriente, se calculará según la ecuación [AII-2.9]. Sustituyendo datos, se obtiene que:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(100,79 - 20) - (22,65 - 15)}{\ln \frac{(100,79 - 20)}{(100,79 - 15)}} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 31,02 \text{ } ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo de U**

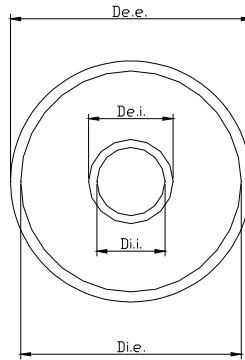
El coeficiente global de transferencia de materia, U, viene dado por la ecuación [AII-2.10]. Aquí se considerará la simplificación de que la resistencia a la transmisión de calor por conducción a través de la pared del tubo interno es despreciable. Ello significa que el término  $(x_w / k_w)(D_o / \bar{D}_L)$  de la ecuación anterior es nulo. Por otro lado, teniendo en cuenta que por ambos conductos circula agua, se considerará despreciable la suciedad que pudieran causar en el interior de los tubos. Por tanto, la ecuación queda como:

$$U_o = \frac{1}{(D_o / D_i h_i) + (1 / h_o)} \quad [\text{AII-5.12}]$$

▪ **Cálculo de las dimensiones de los tubos**

Antes de hallar los coeficientes individuales de transmisión de calor, es preciso calcular los diámetros y espesores de los tubos que forman el intercambiador, para lo cual será necesario suponer la velocidad de circulación de los fluidos a través de ellos.





✓ *Cálculo de las dimensiones del tubo interno*

Para el cálculo del diámetro del tubo interno, por el cual circula el vapor de agua que se ha de condensar, se hará uso de la relación [AII-2.12].

Para el cálculo del caudal volumétrico, considerando el vapor ya condensado, se empleará la ecuación [AII-2.13]. Despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_v = \frac{(0,472 / 3600)}{1109,66} \Rightarrow Q_{v \text{ vapor condens.}} = 1,182 \cdot 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$$

Se estimará que la velocidad del fluido es de 0,1 m/s. Por tanto, sabiendo que la sección de una tubería se calcula según la ecuación [AII-5.14], se sustituirá en la ecuación [AII-2.12]. Si se despeja el diámetro y se sustituyen los datos oportunos, se obtiene que:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,182 \cdot 10^{-7}}{\pi \cdot 0,1}} \Rightarrow D = 0,0012 \text{ m}$$

Éste sería el diámetro mínimo necesario para el caudal y la velocidad impuestos. A continuación, se tomará un diámetro estándar con su correspondiente espesor. Este diámetro se corresponderá con el siguiente valor más próximo al calculado de los diámetros estándar de tuberías para condensadores. De esta manera, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo interno del intercambiador:

<i>DIMENSIONES PARA EL TUBO INTERNO</i>	
<i>DN</i>	<i>5/8</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,013 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,0017 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,016 m</i>

Se observa que, al tratarse de un diámetro tan pequeño, el estándar más próximo es ya unas diez veces mayor.

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalculer la velocidad del aceite a través de la conducción interna. Así, despejando la velocidad de la ecuación [AII-2.12] y expresando la sección como antes, se obtiene que:

$$V_{\text{vapor condens.}} = \frac{4,182 \cdot 10^{-7}}{\pi \cdot 0,013^2} \Rightarrow V_{\text{vapor condens.}} = 9,52 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

✓ *Cálculo de las dimensiones del tubo externo*

Para el cálculo del diámetro del tubo externo, por el cual circula el vapor saturado, se utilizará también la ecuación [AII-2.12].

Como ya se calculó el caudal de agua refrigerante necesario, se puede emplear la ecuación [AII-2.13] para hallar el caudal volumétrico de fluido calefactor. Por tanto, despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_{\text{v agua refriger.}} = \frac{0,0021}{1115,39} \Rightarrow Q_{\text{v agua refriger.}} = 1,88 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$$

En cuanto a la velocidad, se supondrá que es de 1 m/s. De esta manera, despejando  $S$  de la ecuación [AII-2.12], se obtiene:

$$S = \frac{1,88 \cdot 10^{-6}}{1} = 1,88 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2$$

En este caso, la sección por la que circula el agua refrigerante es anular, por lo que se calcularía según la ecuación [AII-2.15], donde  $D_{i.e.}$  sería el diámetro interior del tubo externo y  $D_{e.i.}$  el diámetro exterior del tubo interno. De esta manera, despejando  $D_{i.e.}$  y sustituyendo datos, se obtiene que:

$$D_{i.e.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,88 \cdot 10^{-6}}{\pi} + 0,016^2} \Rightarrow D_{i.e.} = 0,016 \text{ m}$$

Éste sería el diámetro mínimo necesario para el caudal calculado y la velocidad supuesta. A continuación, se tomará un diámetro estándar con su correspondiente espesor de la misma manera que se hizo en el caso del tubo interno. Así, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo externo del intercambiador:

<b><i>DIMENSIONES PARA EL TUBO EXTERNO</i></b>	
<i>DN</i>	<i>7/8</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,019 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,0017 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,022 m</i>

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalculer la velocidad del fluido a través de la conducción externa. Así, despejando la velocidad de la ecuación [8] y expresando la sección como antes, se obtiene que:

$$V_{\text{agua refri.}} = \frac{1,88 \cdot 10^{-6}}{\pi \cdot \frac{(0,019^2 - 0,016^2)}{4}} \Rightarrow V_{\text{agua refri.}} = 0,02 \text{ m/s}$$

- Cálculo de  $h_i$  (coeficiente individual de transmisión de calor del vapor de agua a condensar)

Para el cálculo del coeficiente individual interno,  $h_i$ , se empleará la ecuación de Nusselt para condensación en tubos verticales, cuya expresión es la siguiente:

$$h = 0,943 \cdot \left( \frac{K_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot g \cdot \lambda}{\Delta T_o \cdot L \cdot \mu_f} \right)^{1/4} \quad [\text{AII-5.113}]^{34}$$

donde:

- $h$ : es el coeficiente de transmisión de calor, que es el objetivo de cálculo
- $K_f$ : Conductividad térmica del fluido condensado.
- $\rho_f$ : Densidad del fluido condensado.
- $g$ : Aceleración de la gravedad. Es igual a  $9,81 \text{ m/s}^2$ .
- $\lambda$ : Calor latente de condensación.
- $\Delta T_o$ : Es la diferencia entre la temperatura de la pared y la temperatura de saturación del fluido, es decir,  $T_w - T_{\text{saturación}}$ .
- $L$ : Longitud del intercambiador de calor.
- $\mu_f$ : Viscosidad del fluido condensado.

En esta fórmula, el coeficiente de transferencia de calor medio está basado en la media aritmética de las diferencias de temperaturas de entrada y salida, y todas las propiedades del fluido están evaluadas en el valor medio de la temperatura promedio del fluido, que en este caso es  $61,72 \text{ }^\circ\text{C}$ .

El valor de  $L$  no se conoce, puesto que es, precisamente, lo que al final se quiere averiguar.

Por otro lado, la temperatura  $T_w$  viene dada por la ecuación [AII-2.17], es decir,

$$T_w = T \pm \Delta T_i$$

<sup>34</sup> Nusselt, W.: VDZZ., 60:541, 569 (1916).

donde se recuerda que:

T: Temperatura media del fluido

±: En este caso, al tratarse de un enfriamiento, se tomará el signo“-”.

$\Delta T_i$ : Este término viene dado por la expresión 
$$\Delta T_i = \frac{1/h_i}{1/h_i + D_{i.i.}/D_{e.i.} \cdot h_e} \Delta T$$

Como se puede observar,  $\Delta T_i$  depende de  $h_e$  (coeficiente de transmisión de calor externo), que se calculará a continuación, de  $\Delta T$ , que es la diferencia de temperaturas medias de los dos fluidos ( $T_{\text{media vapor a condensar}} = 61,72 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $T_{\text{media agua refrig.}} = 17,5 \text{ }^\circ\text{C}$ ), de  $D_{i.i.}$  (diámetro interior del tubo interno),  $D_{e.i.}$  (diámetro exterior del tubo interno) y de  $h_i$ , que es precisamente lo que se pretende calcular.

Por tanto, como se puede observar en la ecuación [AII-5.13],  $h_i$  depende de la longitud del intercambiador, L, que es la incógnita principal de este problema, y de la temperatura de pared, la cual depende a su vez de  $h_i$ . Por tanto, no hay más remedio que resolver el problema de forma iterativa. La iteración comenzará suponiéndose una longitud de intercambiador y una temperatura de pared, calculándose el valor correspondiente de  $h_i$ . Este valor de  $h_i$  se utilizará para recalcular el valor de la temperatura de pared, volviendo a calcular  $h_i$ . El cálculo terminará cuando la temperatura de pared final coincida con la calculada en la iteración anterior.

Sin embargo, hay que tener en cuenta que, tras el cálculo de L mediante la ecuación de diseño [AII-2.5], habrá que volver a recalcular el valor de  $h_i$ , y por tanto, se deberá repetir la iteración explicada anteriormente.

Tras varias iteraciones, se obtiene que  $\Delta T_i = 10,24 \text{ }^\circ\text{C}$ , por lo que  $T_w = 51,48 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Finalmente, suponiendo una longitud de intercambiador de  $L = 0,052 \text{ m}$ , obtenida tras haber iterado con el valor resultante de la ecuación de diseño [AII-2.5], el valor del coeficiente individual interno, aplicando la ecuación [AII-5.13] es:

$$h_i = 0,943 \cdot \left( \frac{0,653^3 \cdot 1109,66^2 \cdot 9,81 \cdot 2507,71}{(51,48 - 22,65) \cdot 0,052 \cdot 1,415 \cdot 10^{-3}} \right)^{1/4} \Rightarrow h_i = 1330,82 \text{ W/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{C}$$

- Cálculo de  $h_e$  (coeficiente individual de transmisión de calor del agua de refrigeración)

Para el cálculo del coeficiente individual externo,  $h_e$ , se empleará la ecuación de Donohue, según la cual:

$$\frac{h_e \cdot D_{e.i.}}{k} = 0,2 \cdot \left( \frac{D_e \cdot G_e}{\mu} \right)^{0,6} \cdot \left( \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{0,3} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad [\text{AII-5.14}]^{35}$$

donde

- $h_e$ : Coeficiente individual de transmisión de calor externo.
- $D_{e.i.}$ : Diámetro exterior del tubo interior.
- $k$ : Conductividad calorífica del fluido.
- $G_e$ : Flujo másico por unidad de área del fluido.
- $Cp$ : Capacidad calorífica del fluido.
- $\mu$ : Viscosidad del fluido.
- $\mu_w$ : Viscosidad del fluido a la temperatura de la pared ( $T_w$ ).

El término  $(\mu/\mu_w)$  se va a considerar igual a uno, al suponer que el cambio de viscosidad del agua no va a ser significativo a las temperaturas media y de pared.

Por otro lado, el término  $G_e = W_{\text{agua Refrig.}}/S$ , donde  $S$  es la sección real a través de la cual circula el agua de refrigeración. Esta sección se calcula según la ecuación [AII-2.15], como se indicó anteriormente. Por tanto, el flujo másico por unidad de área es:

$$G_e = \frac{0,0021}{\pi \cdot \frac{(0,019^2 - 0,016^2)}{4}} = 25,26 \text{ Kg/s}\cdot\text{m}^2$$

Finalmente, despejando  $h_e$  de la ecuación [AII-5.14] y sustituyendo datos, se llega al siguiente resultado:

<sup>35</sup> Donohue, D. A.: *Ind. Eng. Chem.*, 41:2499 (1949).

$$h_e = \left( \frac{0,591}{0,016} \right) \cdot 0,2 \cdot \left( \frac{0,016 \cdot 25,26}{1,871 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,6} \cdot \left( \frac{1859,68 \cdot 1,871 \cdot 10^{-3}}{0,591} \right)^{0,3} \Rightarrow h_e = 317,35 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

En este momento, ya se está en disposición de calcular el coeficiente global de transmisión de calor. Sustituyendo datos en la ecuación [AII-5.12], se llega al siguiente valor de U:

$$U_o = \frac{1}{(0,016 / 0,013 \cdot 1330,82) + (1 / 317,35)} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow U_o = 243,90 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo del área de intercambio A y de la longitud del intercambiador**

Finalmente, sólo queda aplicar la ecuación de diseño [AII-2.5] para calcular el área y, por tanto, la longitud del intercambiador. Pues bien, despejando el área de intercambio de calor y sustituyendo los datos calculados, se obtiene que:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{19,55}{243,90 \cdot 31,02} \Rightarrow A = 0,0026 \text{ m}^2$$

Como el coeficiente global se ha calculado con respecto al área exterior de intercambio de calor, el área calculada se refiere al área exterior del tubo interno. Por tanto, para calcular la longitud del cambiador de calor, basta con despejar la longitud de la fórmula que define tal superficie, es decir:

$$A = \pi \cdot D_{e.i.} \cdot L_{\text{int intercambiador}} \Rightarrow L_{\text{int intercambiador}} = \frac{0,0026}{\pi \cdot 0,016} \Rightarrow \mathbf{L_{\text{intercambiador}} = 0,052 \text{ m}}^{36}$$

---

<sup>36</sup> Se recuerda que este valor ha sido calculado tras iterar con la temperatura de la pared, el coeficiente  $h_i$  y la longitud del cambiador.

Como se puede observar, debido al casi insignificante caudal de vapor que hay que condensar, la longitud del condensador es muy pequeña. No obstante, se ha decidido construir un condensador de 0,20 m, es decir, unas cuatro veces superior, debido fundamentalmente a dos razones:

- Por la posibilidad de la llegada de un aceite con un mayor contenido en agua, lo que supondría mayor caudal de vapor a condensar.
- Por la posibilidad de que el agua de refrigeración (agua de red) pudiese llegar a una temperatura más alta de 15 °C.

➤ **Aislamiento**

En este caso, lo que se pretende es enfriar los vapores, por lo que no interesa evitar la disipación de energía a través de las paredes del intercambiador. Por otro lado, al ir el fluido refrigerante por el tubo exterior, no habría posibilidad alguna de producir daños por quemaduras a los operarios. Es por todo ello que no se empleará ningún tipo de aislante.

#### **5.3.4. Diseño y dimensionamiento del recipiente para el condensado**

Cuando los vapores procedentes de la columna de secado se condensan, han de ser acumulados en un recipiente evitando su arrastre por el vacío, el cual se producirá por una parte lateral superior. Para evitar este fenómeno, se ha decidido construir un recipiente del mismo diámetro que la columna de secado pero con la mitad de su altura, es decir, 0,75 m; tras condensarse los vapores en el condensador anteriormente calculado, la misma tubería por la que circula el fluido ya condensado, entrará en esta pequeña columna hasta 0,35 m desde la parte superior. De esta manera, el líquido caerá y será difícil que sea arrastrado hasta la parte superior del recipiente. Por otra parte, la altura de líquido desde el fondo de esta columna será de 0,30 m, dejando una distancia entre el extremo de la tubería por la que circula el condensado y la altura de líquido de 0,10 m.



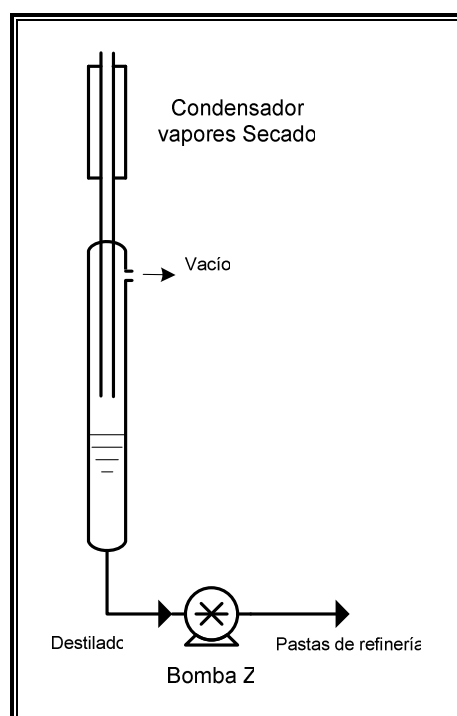


Fig. AII-5.6 Esquema del recipiente para el condensado

En este recipiente se establecerá un sistema de control de nivel, de manera que cuando el líquido alcance la altura máxima permitida (30 cm desde la base de la columna del condensado), una bomba se encargará de succionar su contenido hasta un nivel mínimo de 10 cm de altura, dejando de succionar en dicho instante. El condensado será enviado junto con las pastas de refinación, cuyo tratamiento no es objeto de este proyecto.

➤ **Sustentación**

Este sistema se instalará junto con la columna de secado sobre una estructura metálica, la cual no será objeto de este Proyecto.

## 6. Decoloración

En este apartado se expondrán todos los cálculos relativos a la etapa de Decoloración del aceite. Primeramente, se presentarán los cálculos relativos a la adsorción de los pigmentos. A continuación, se mostrarán los balances de materia de esta etapa para luego detallar el cálculo de cada uno de los equipos diseñados.

### 6.1. Cálculos de adsorción para la dosificación de tierras decolorantes

En la Decoloración ocurre el proceso de adsorción fundamentalmente de los pigmentos coloreados sobre un sólido granular, al que se le denomina tierras decolorantes. Como se explicó en la Memoria del presente Proyecto, para conocer la cantidad de tierras necesarias para llevar a cabo el proceso, se recurre a la ecuación de Freundlich, según la cual:

$$\frac{x}{m} = KC^n \quad [\text{AII-6.1}]$$

donde:

x: Cantidad de sustancia adsorbida.

m (g): Cantidad de adsorbente por cada 100 gramos de aceite a tratar.

K: Capacidad de adsorción.

C: Concentración de soluto residual.

n: Constante que depende de la naturaleza del adsorbente.

Como ya se ha comentado, se supondrá que inicialmente el aceite tiene un grado de color de 100, deseando que, tras la Decoloración, el aceite salga con un grado de color de 25, lo cual supone una reducción del 75%. Por tanto, en la ecuación anterior,  $x = 100 - 25$ . A su vez, se cumplirá entonces que  $C = 25$ .

Por otro lado, la tierra decolorante seleccionada es la montmorillonita, para la cual se estiman los siguientes valores de K y n:  $K = 2,3$  y  $n = 1,91$ .

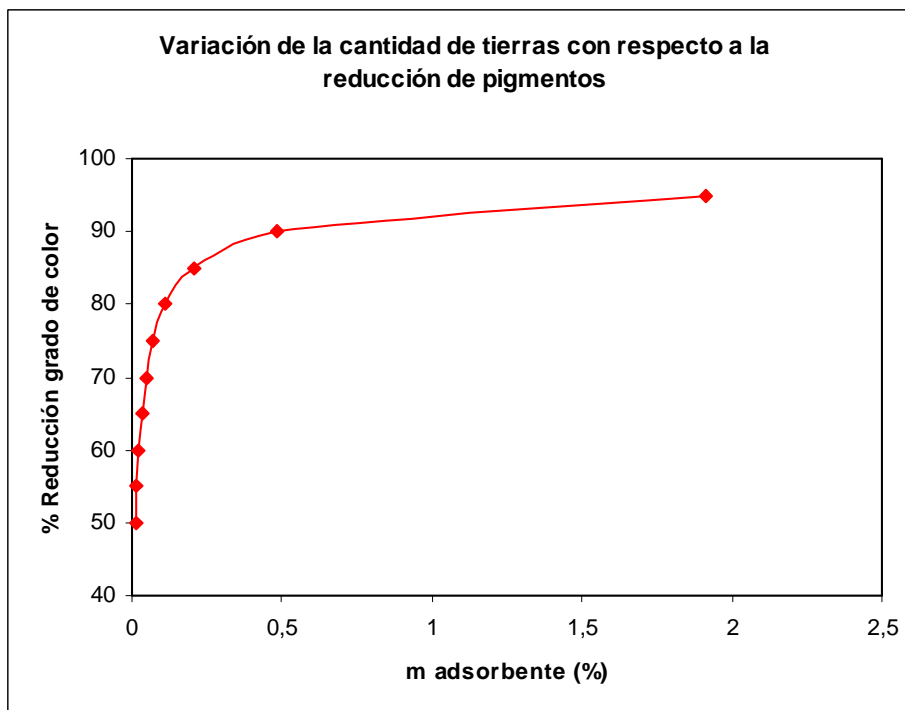
Así pues, la ecuación de Freundlich queda de la siguiente manera:

$$\frac{(100 - 25)}{m} = 2,3 \cdot 25^{1,91} \xrightarrow{\text{Despejando la cantidad de adsorbente}} m = \frac{(100 - 25)}{2,3 \cdot 25^{1,91}} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow m_{\text{adsorbente}} = 0,070 \text{ g por cada } 100 \text{ g de aceite}$$

Es decir, para conseguir la decoloración deseada con este tipo de adsorbente, es necesario suministrar un porcentaje de tierras del 0,07% con respecto a la cantidad de aceite a tratar.

Se podría pensar que el porcentaje de adsorbente necesario es muy bajo. Sin embargo, como se puede observar en la siguiente representación gráfica, los niveles más altos de decoloración se consiguen hasta un porcentaje pequeño de adsorbente; a partir de éste, por mucha cantidad de tierras que se suministre, el incremento de decoloración que se consiga será muy bajo.



## 6.2. Balances de Materia en la Decoloración

En cada uno de los equipos se realizará el balance global de materia y el balance de materia a cada componente, aplicando en todos los casos la siguiente ecuación:

$$\text{Acumulación (A)} = \text{Entrada (E)} - \text{Salida (S)} + \text{Generación (G)} - \text{Consumo (C)}$$

Al no existir acumulación de materia ni reacción química alguna, se cumplirá en todos los casos que  $\text{Entrada (E)} = \text{Salida (S)}$ .

Los balances de materia se presentarán de la misma manera que se ha estado haciendo en las etapas anteriores.

La Decoloración también es una etapa susceptible de recibir un caudal mayor o menor en función del tipo de refinación que se realice. Teniendo en cuenta esta cuestión, y al igual que en la etapa anterior, el proceso de Decoloración será diseñado suponiendo refinación física, que implica mayor caudal. No obstante, también se aportarán los balances aplicados a la refinación química.

### ➤ *Bifurcación*

La bifurcación es el punto donde se produce la separación de un 20% del aceite para producir la mezcla con las tierras decolorantes. En este caso, sólo se mostrará el balance global, el cual, considerando *refinación física*, queda como sigue:

<i>ANTES DE LA BIFURCACIÓN</i> <i>F7' (Kg/h)</i> <i>(Caudal procedente del Secado)</i>	<i>DESPUÉS DE LA BIFURCACIÓN</i>	
	<i>F8' (Kg/h)</i> <i>(hacia tanque mezclador)</i>	<i>F9' (Kg/h)</i> <i>(Caudal restante)</i>
93,851	18,770	75,081

Por tanto, al recipiente mezclador sólo pasarán 18,770 Kg/h de aceite.

Si se realiza el balance anterior considerando *refinación química* y un 20% de separación de la corriente principal, entonces quedaría de la siguiente manera:

<b>ANTES DE LA BIFURCACIÓN</b> <i>F17 (Kg/h)</i> <i>(Caudal procedente del Secado)</i>	<b>DESPUÉS DE LA BIFURCACIÓN</b>	
	<i>F18 (Kg/h)</i> <i>(hacia tanque mezclador)</i>	<i>F19 (Kg/h)</i> <i>(Caudal restante)</i>
59,070	11,814	47,256

➤ ***Depósito mezclador de tierras decolorantes: Dosificación del adsorbente***

Como ya se ha comentado, la utilidad de este depósito es realizar el mezclado del aceite con la cantidad de adsorbente calculada para formar la papilla que luego será inyectada en la línea de aceite principal.

La cantidad de tierras que hay que suministrar corresponde a un 0,07% del caudal total de aceite a decolorar. Por tanto, considerando *refinación física*, la cantidad de adsorbente a añadir sería:

$$W'_{tierras} = W'_{aceite} \cdot (0,07/100) = 93,851 \cdot 0,0007 \Rightarrow W'_{tierras} = 0,065 \text{ Kg/h}$$

Por tanto, el balance global de materia del recipiente mezclador sería el siguiente:

<b>ENTRADA</b>		<b>SALIDA</b>
<i>F8'a (Kg/h)</i>	<i>W'_{tierras} (Kg/h)</i>	<i>F9'a (Kg/h)</i>
18,770	0,065	18,835

Como se comentó en la Memoria de este Proyecto, las tierras no se aportarán de manera continua, sino que se inyectarán cada cierto intervalo de tiempo, exactamente cinco minutos. De esta forma, cada cinco minutos habrá que suministrar:

$$m'_{tierras} = (0,065 \cdot 5)/60 = 5,45 \cdot 10^{-3} \text{ Kg} \Rightarrow m'_{tierras} = 5,45 \text{ g tierras cada 5 minutos}$$

En el caso de realizar refinación química, los resultados serían los siguientes:

$$W_{tierras} = W_{aceite} \cdot (0,07/100) = 50,070 \cdot 0,0007 \Rightarrow W_{tierras} = 0,041 \text{ Kg/h}$$

Por tanto, en este caso, el balance global sería el siguiente:

<i>ENTRADA</i>		<i>SALIDA</i>
<i>F18a (Kg/h)</i>	<i>W<sub>tierras</sub> (Kg/h)</i>	<i>F19a (Kg/h)</i>
11,814	0,041	11,855

Cada cinco minutos habría que inyectar:

$$W_{tierras} = (0,041 \cdot 5)/60 = 3,43 \cdot 10^{-3} \text{ Kg} \Rightarrow W_{tierras} = 3,43 \text{ g tierras cada 5 minutos}$$

➤ ***Punto de unión de la corriente principal y la corriente de salida del recipiente mezclador***

En este punto, el balance global de materia correspondiente a la refinación física sería el siguiente:

<i>ENTRADA</i>		<i>SALIDA</i>
<i>F9' (Kg/h)</i>	<i>F9'a (Kg/h)</i>	<i>F10' (Kg/h)</i>
75,081	18,835	93,916

En el caso de realizar la refinación química, el balance quedaría como sigue:

<i>ENTRADA</i>	<i>SALIDA</i>

<i>F19 (Kg/h)</i>	<i>F19a (Kg/h)</i>	<i>F20 (Kg/h)</i>
47,256	11,855	59,111

En cualquier caso, los caudales de cada uno de los componentes serán exactamente los mismos que los que se obtuvieron tras la etapa de Secado (apartado 5.2 del presente Anexo II).

➤ ***Depósito de Decoloración***

En el depósito de Decoloración, los pigmentos son adsorbidos por las arcillas adsorbentes. Como la adsorción es física, es decir, no se va a producir ningún tipo de reacción, el balance se realizará considerando que los pigmentos entran y salen del depósito, aunque este último paso lo harán “adheridos” a las paredes del sólido adsorbente. Por tanto, el balance de materia global e individual para el caso de la refinación física queda como se muestra a continuación:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<i>F10' (Kg/h)</i>	<i>F11' (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		93,916	93,916
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	2,441	2,441
	<i>Ceras</i>	0,074	0,074
	<i>Humedad/H2O</i>	0,052	0,052
	<i>Pigmentos</i>	0,246	0,246
	<i>Volátiles</i>	0,246	0,246
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,844	1,844
	<i>Triglicéridos</i>	88,948	88,948
	<i>Tierras decolorantes</i>	0,065	0,065

En el caso de la refinación química, el balance de materia anterior sería el siguiente:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<i>F20 (Kg/h)</i>	<i>F21 (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		59,111	59,111
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	1,537	1,537
	<i>Ceras</i>	0,046	0,046

	<i>Humedad/H2O</i>	0,033	0,033
	<i>Pigmentos</i>	0,155	0,155
	<i>Volátiles</i>	0,155	0,155
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,161	1,161
	<i>Triglicéridos</i>	55,984	55,984
	<i>Tierras decolorantes</i>	0,041	0,041

➤ **Refrigerante**

En este cambiador de calor sólo se producirá una bajada de temperatura del fluido, por lo que los balances de materia, tanto en un tipo de refinación como en otro, quedarán exactamente igual que los anteriores.

➤ **Filtro**

El filtro es el equipo donde se produce la separación física del sólido adsorbente con los pigmentos adsorbidos de la corriente de aceite. Teniendo en cuenta que se va a eliminar el 75% de los pigmentos (proporcional al grado de color del aceite), el balance de materia para la refinación física quedaría como sigue:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
		<b>F11'(Kg/h)</b>	<b>F12'(Kg/h)</b>	<b>Sólidos separados (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		93,916	93,667	0,250
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	2,441	2,441	0
	<i>Ceras</i>	0,074	0,074	0
	<i>Humedad/H2O</i>	0,052	0,052	0
	<i>Pigmentos</i>	0,256	0,062	0,184
	<i>Volátiles</i>	0,246	0,246	0
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,844	1,844	0
	<i>Triglicéridos</i>	88,948	88,948	0
	<i>Tierras decolorantes</i>	0,065	0	0,065

En el caso de la refinación química, el balance anterior sería el siguiente:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	
		<b>F21(Kg/h)</b>	<b>F22(Kg/h)</b>	<b>Sólidos separados (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		59,111	59,111	0,157



<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	1,537	1,537	0
	<i>Ceras</i>	0,046	0,046	0
	<i>Humedad/H2O</i>	0,033	0,033	0
	<i>Pigmentos</i>	0,155	0,039	0,116
	<i>Volátiles</i>	0,155	0,155	0
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,161	1,161	0
	<i>Triglicéridos</i>	55,984	55,984	0
	<i>Tierras decolorantes</i>	0,041	0	0,041

### 6.3. Cálculos de diseño en la Decoloración

En la etapa de Decoloración hay que realizar el diseño y dimensionamiento del recipiente mezclador de tierras y del depósito propio de decoloración, además del diseño y dimensionamiento del cambiador de calor que actúa refrigerando el aceite que sale del depósito anteriormente mencionado. Se vuelve a reiterar que los cálculos de diseño están realizados considerando refinación física, por lo que se emplearán los datos correspondientes a su balance de materia.

#### 6.3.1. Cálculo del recipiente mezclador de tierras

El diseño de este recipiente se ha llevado a cabo teniendo en cuenta el intervalo de tiempo de residencia del adsorbente en su interior. El diseño este pequeño depósito se ha llevado a cabo según el Reglamento de Aparatos a Presión, empleándose el código ASME, sección VIII división I, que se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

##### ➤ Volumen del recipiente

El volumen del recipiente se decidirá según el caudal de entrada y el tiempo de residencia que el aceite deba permanecer en el mismo, de manera que se calculará según la ecuación [AII-2.20].

El caudal volumétrico se calculará despejándolo de la ecuación [AII-2.13]. Los datos del caudal másico y de la densidad del aceite en este punto son los siguientes:

$$W_{\text{recip.mezcl.tierras}} = 18,835 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{\text{aceite}} (T = 100 \text{ }^\circ\text{C}) = 868,4 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Por tanto, } Q_{\text{recip.mezcl.tierras}} = \frac{(18,835 / 3600)}{868,4} \Rightarrow Q_{\text{v recip.mezcl.tierras}} = 6,004 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$$

Como el tiempo de residencia en este caso va a ser  $\tau = 5$  minutos = 300 segundos, entonces el volumen necesario será:

$$V_{\text{recip.mezcl.tierras}} = 300 \cdot 6,004 \cdot 10^{-6} \Rightarrow V_{\text{recip.mezcl.tierras}} = 0,0018 \text{ m}^3$$

Según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.1, este depósito no puede llenarse más del 85% de su capacidad total, por lo que se ha creído conveniente tomar un factor de sobredimensionamiento de 1,5. Así pues, el volumen aumentaría hasta  $1,5 \cdot V_{\text{recip.mezcl.tierras}} = 0,0027 \text{ m}^3$ .

Finalmente, por adecuación a lo estandarizado en el mercado, se ha decidido que el volumen final de este recipiente sea  $V_{\text{recip.mezcl.tierras}} = 0,003 \text{ m}^3 = 3$  Litros.

### ➤ Presión de diseño

La presión de operación es de 50 mbar, al igual que el depósito propio de decoloración, por lo que el diseño ha de realizarse teniendo en cuenta la presión externa que sufre el mismo. Para el cálculo de recipientes sometidos a presión externa, la presión de diseño es 15 psi (presión atmosférica), es decir,  $P_d = 1,055 \text{ Kg/cm}^2$ . La resolución de este diseño consiste en tratar el problema como si el depósito estuviese sometido a presión interna y, a continuación, comprobar que el espesor obtenido es capaz de soportar la presión externa de diseño. También se puede suponer un espesor inicial y realizar luego la misma comprobación.

➤ **Temperatura de diseño**

La temperatura máxima de operación a la que puede encontrarse el aceite en este depósito es de 100 °C. Por tanto, la temperatura de diseño del mismo será la temperatura de operación más un incremento de 20 °C, es decir,  $T_d = 120 \text{ °C}$ .

➤ **Material de construcción y Propiedades**

El material utilizado para la construcción de este depósito es acero inoxidable 316. Las propiedades de este material, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, son las que se expusieron en la tabla AII-2.1.

➤ **Cálculo del diámetro del depósito**

Por semejanza a los depósitos del mismo volumen ya diseñados, se ha decidido tomar la misma relación H/D, es decir, 1,97. Por, tanto, el diámetro del recipiente se obtendrá de la siguiente manera:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = \frac{\pi \cdot D^3}{4} \cdot \frac{H}{D} \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot H / D}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 0,11}{\pi \cdot 1,97}} = 0,420 \text{ ft} \Rightarrow$$

$$D_{int} = 0,128 \text{ m} = 5,037 \text{ in}$$

Por otro lado, la altura aproximada, despejándola de la ecuación del volumen de un cilindro, es decir,  $H = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}$  (ft), sería  $H = 0,828 \text{ ft} = 0,252 \text{ m}$ .

➤ **Dimensionamiento del recipiente**

El cálculo de la virola y de los fondos, los cuales serán de tipo elipsoidal el superior y de tipo cónico el inferior, se realizará exactamente de la misma manera que en el caso de todos los recipientes ya diseñados. Al tratarse de un recipiente sometido a vacío, debe partirse de un espesor determinado, que será el mínimo comercial, para

luego comprobar que, con dicho espesor, el recipiente es capaz de soportar las condiciones de vacío. El hecho de suponer el espesor mínimo comercial implica tener que decidir unas determinadas dimensiones del depósito, que se determinarán a partir del diámetro interior calculado. De esta manera, las dimensiones, por ahora supuestas, de este mezclador de tierras serán las siguientes<sup>37</sup>:

DIMENSIONES DEL DEPÓSITO MEZCLADOR DE TIERRAS		
$D_{ext}$	5,5 in	0,140 m
Espesor pared (t)	0,25 in	0,0064 m
$H_{elipsoidal}$	0,032 m	
$H_{cónico}$	0,110	
$\alpha$	30°	
$H_{virola}$	0,198 m	
$H_{total}$	0,340 m	

➤ **Comprobación del espesor supuesto del recipiente sometido a presión externa**

Seguidamente, se comprobará si un espesor de 0,25 in el recipiente soportan la presión externa de diseño. Para ellos, hay que realizar las comprobaciones correspondientes para el casco cilíndrico (virola), para la cabeza elipsoidal y para el fondo cónico.

▪ *Virola*

Para realizar la comprobación en el casco, se han de seguir los siguientes pasos:

1° Primeramente, se comprueba que  $D_o/t \geq 10$ . En este caso,  $D_o/t = 0,140/0,0064 = 22 > 10$  (dimensiones dadas en m).

<sup>37</sup> Como se puede observar, las dimensiones son las mismas que las de todos los depósitos pequeños anteriores.

2° Se calculará la relación  $L/D_e$ , donde  $L = H_{\text{virola}} + 1/3 \cdot H_{\text{elipsoidal}}$ . En este caso,  $L/D_e = 0,209/0,140 = 1,49$ .

3° Llevando los valores de  $D_o/t$  y  $L/D_e$  a la gráfica de la figura AII-5.4, se calculará el parámetro  $\underline{A}$ . En este caso,  $A = 0,009$ .

4° Con el valor de  $A$  y sabiendo que la temperatura de diseño es  $110\text{ }^\circ\text{C} = 230\text{ }^\circ\text{F}$ , se calculará el parámetro  $\underline{B}$  según la gráfica de la figura AII-5.5. En este caso,  $B = 13500$ .

5° A continuación, se calcula la presión externa máxima admisible, de manera que:

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_o / t)} = \frac{4 \cdot 13000}{3 \cdot 22} = 818,18 \text{ psi}$$

6° Finalmente, se compara el valor de la presión calculada con la de diseño. Como  $P_d = 15 \text{ psi} < P_a$ , entonces se puede asegurar que el espesor tomado para la virola es adecuado.

- *Cabeza elipsoidal*

El espesor requerido en este caso será el mayor de los siguientes:

- El espesor calculado por las fórmulas dadas para presión interna usando una presión de diseño 1,67 veces la presión externa y una eficiencia de junta de  $E = 1$ . de esta manera, se obtiene que:

$$t = \frac{1,67 \cdot P \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = \frac{1,67 \cdot 15 \cdot 5}{2 \cdot 20000 \cdot 1 - 0,2 \cdot 1,67 \cdot 15} = 0,0031 \text{ in}$$

- El espesor comprobado por la fórmula  $P_a = \frac{B}{(R_o / t)}$ , en la cual  $R_o = 0,9 \cdot D_e$  y  $B$  se calcula a partir de la gráfica de la figura AII-5.5 y el valor de  $A$ , que en este

caso es  $A = \frac{0,125}{(R_o / t)}$ . Por tanto, los cálculos suponiendo el menor espesor

comercial, es decir, 0,25 in, son los siguientes:

$$A = \frac{0,125}{(R_o / t)} = \frac{0,125}{(0,9 \cdot 5,5 / 0,25)} = 0,0063$$

Con el valor de A y sabiendo que la temperatura de diseño es  $110\text{ }^\circ\text{C} = 230\text{ }^\circ\text{F}$ ,  $B = 13500$ .

Por tanto,  $P_a = \frac{13500}{(0,9 \cdot 5,5 / 0,25)} = 1538,07\text{ psi} \gg$  Presión de diseño. Por

tanto, el espesor de 0,25 in es adecuado para la cabeza elipsoidal.

Obviamente, de los dos espesores se tomará el mayor, es decir, 0,25 in.

- *Fondo cónico*

Para comprobar que el espesor supuesto para el fondo cónico es correcto, hay que realizar el mismo procedimiento que para el casco, con la diferencia de que la longitud L es la altura del cono. Por tanto, los cálculos serían los siguientes:

$$D_o/t = 0,140/0,0064 = 22 > 10$$

$$L/D_e = 0,110/0,140 = 0,787$$

Llevando los valores de  $D_o/t$  y  $L/D_e$  a la gráfica de la figura AII-5.4,  $A = 0,017$ . Trasladando este valor a la gráfica de la figura AII-5.5, se obtiene que  $B = 14000$ . Por tanto,

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_o / t)} = \frac{4 \cdot 14000}{3 \cdot 22} = 848,48\text{ psi}$$

Como  $P_a > P_d = 15\text{ psi}$ , se puede asegurar que el espesor tomado para el fondo cónico es correcto.

Por tanto, las dimensiones de este recipiente antes citadas serán las elegidas.

➤ **Aislamiento**

En este caso, interesa puede ser incluso beneficioso perder algo de energía en este recipiente, ya que no es aconsejable realizar el mezclado a una temperatura muy elevada. Por tanto, en este caso se ha decidido prescindir del aislante térmico.

➤ **Sustentación**

Este depósito se instalará sobre una estructura metálica debido, fundamentalmente, a su pequeño tamaño. Dicha estructura metálica no será objeto de este Proyecto.

### **6.3.2. Cálculo del depósito de decoloración**

El diseño de este depósito se ha llevado a cabo según el Reglamento de Aparatos a Presión, empleándose el código ASME, sección VIII división I, que se utiliza para el diseño y construcción de equipos sometidos a vacío, baja, media y alta presión.

➤ **Volumen del recipiente**

El volumen del recipiente se decidirá según el caudal de entrada y el tiempo de residencia que el aceite deba permanecer en el mismo según los requerimientos que la operación de decoloración del aceite implique, de manera que se calculará según la ecuación [AII-2.20].

El caudal volumétrico se calculará despejándolo de la ecuación [AII-2.13]. Los datos del caudal másico y de la densidad del aceite en este punto son los siguientes:

$$W_{\text{dep. decoloración}} = 93,851 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{\text{aceite}} (T = 100 \text{ °C}) = 868,4 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Por tanto, } Q_{\text{dep. decoloración}} = \frac{(93,851/3600)}{868,4} \Rightarrow Q_{\text{v dep. decoloración}} = 3,002 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Como el tiempo de residencia en este caso va a ser  $\tau = 30$  minutos = 1800 segundos, entonces el volumen necesario será:

$$V_{\text{dep. decoloración}} = 1800 \cdot 3,002 \cdot 10^{-5} \Rightarrow V_{\text{dep. decoloración}} = 0,054 \text{ m}^3$$

En este caso, teniendo en cuenta que según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.1, este depósito no puede llenarse más del 85% de su capacidad total, se ha tomado un factor de sobredimensionamiento de 1,5, por lo que el volumen aumentaría hasta  $1,5 \cdot V_{\text{dep. decoloración}} = 0,081 \text{ m}^3$ .

Finalmente, por adecuación a lo estandarizado en el mercado, se ha decidido que el volumen final de este recipiente sea  $V_{\text{dep. decoloración}} = 0,100 \text{ m}^3 = 100 \text{ Litros} = 3,53 \text{ ft}^3$ .

➤ **Presión de diseño**

La presión de operación es de 50 mbar, por lo que el diseño ha de realizarse teniendo en cuenta la presión externa que sufre el mismo. Para el cálculo de recipientes sometidos a presión externa, la presión de diseño que se considera es 15 psi (presión atmosférica), es decir,  $P_d = 1,055 \text{ Kg/cm}^2$ . La resolución de este diseño consiste en tratar el problema como si el depósito estuviese sometido a presión interna y, a continuación, comprobar que el espesor obtenido es capaz de soportar la presión externa de diseño. Otra opción es suponer un espesor inicial, por ejemplo el mínimo que se puede tomar, para luego realizar la misma comprobación.

➤ **Temperatura de diseño**



La temperatura máxima de operación a la que puede encontrarse el aceite en este depósito es de 100 °C. Por tanto, la temperatura de diseño del mismo será la temperatura de operación más un incremento de 20 °C, es decir,  $T_d = 120 \text{ °C}$ .

➤ **Material de construcción y Propiedades**

El material utilizado para la construcción de este depósito es acero inoxidable 316. Las propiedades de este material, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, son las que se expusieron en la tabla AII-2.1.

➤ **Cálculo del diámetro del depósito**

En este caso, se ha decidido emplear una relación  $H/D = 2$ , por similitud con otros anteriores. Por, tanto, el diámetro del recipiente se obtendrá de la siguiente manera:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = \frac{\pi \cdot D^3}{4} \cdot \frac{H}{D} \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot H / D}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 0,100}{\pi \cdot 2}} = 0,399 \text{ m} \Rightarrow$$

$$D_{int} = 0,399 \text{ m} = 15,720 \text{ in}$$

Por otro lado, la altura aproximada, despejándola de la ecuación del volumen de un cilindro, [AII-2.2], sería  $H = 0,799 \text{ m}$ .

➤ **Dimensionamiento del recipiente**

En este caso, se ha decidido diseñar el depósito con cabeza y fondo elipsoidales, dado que el recipiente es de mayor volumen y este tipo de fondos soportan mejor presiones de trabajo más duras. Sus dimensiones se realizarán exactamente de la misma manera que en el caso de todos los recipientes ya diseñados. Al tratarse de un recipiente sometido a vacío, debe partirse de un espesor determinado, que será el mínimo comercial, para luego comprobar que, con dicho espesor, el recipiente es capaz de soportar las condiciones de vacío. El hecho de suponer el espesor mínimo comercial

implica tener que decidir unas determinadas dimensiones del depósito, que se determinarán a partir del diámetro interior calculado. De esta manera, las dimensiones, por ahora supuestas, de este depósito serán las siguientes:

DIMENSIONES DEL DEPÓSITO DE DECOLORACIÓN		
$D_{ext}$	16 in	0,406 m
Espesor pared ( $t$ )	0,25 in	0,0064 m
$H_{elipsoidal}$		0,098 m
$H_{virola}$		0,690 m
$H_{total}$		0,887 m

➤ **Comprobación del espesor supuesto del recipiente sometido a presión externa**

Seguidamente, se comprobará si un espesor de 0,25 in el recipiente soportan la presión externa de diseño. Para ellos, hay que realizar las comprobaciones correspondientes para el casco cilíndrico (virola), para la cabeza elipsoidal y para el fondo cónico.

▪ *Virola*

Para realizar la comprobación en el casco, se han de seguir los mismos pasos que para el caso del mezclador de tierras:

1° Primeramente, se comprueba que  $D_o/t \geq 10$ . En este caso,  $D_o/t = 0,406/0,0064 = 64 > 10$  (dimensiones dadas en m).

2° Se calculará la relación  $L/D_e$ , donde  $L = H_{virola} + 2 \cdot (1/3 \cdot H_{elipsoidal})$ . En este caso,  $L/D_e = 0,723/0,406 = 1,781$ .

3° Llevando los valores de  $D_o/t$  y  $L/D_e$  a la gráfica de la figura AII-5.4, se calculará el parámetro  $\underline{A}$ . En este caso,  $A = 0,0015$ .

4° Con el valor de A y sabiendo que la temperatura de diseño es 120 °C = 248 °F, se calculará el parámetro B según la gráfica de la figura AII-5.5. En este caso, B = 11000.

5° A continuación, se calcula la presión externa máxima admisible, de manera que:

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_o / t)} = \frac{4 \cdot 11000}{3 \cdot 64} = 229,17 \text{ psi}$$

6° Finalmente, se compara el valor de la presión calculada con la de diseño. Como  $P_d = 15 \text{ psi} < P_a$ , entonces se puede asegurar que el espesor tomado para la virola es adecuado.

▪ *Cabeza elipsoidal*

El espesor requerido en este caso será el mayor de los siguientes:

- El espesor calculado por las fórmulas dadas para presión interna usando una presión de diseño 1,67 veces la presión externa y una eficiencia de junta de E = 1. de esta manera, se obtiene que:

$$t = \frac{1,67 \cdot P \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = \frac{1,67 \cdot 15 \cdot 15,5}{2 \cdot 20000 \cdot 1 - 0,2 \cdot 1,67 \cdot 15} = 0,0098 \text{ in}$$

- El espesor comprobado por la fórmula  $P_a = \frac{B}{(R_o / t)}$ , en la cual  $R_o = 0,9 \cdot D_e$  y B se calcula a partir de la gráfica de la figura AII-5.5 y el valor de A, calculado como  $A = \frac{0,125}{(R_o / t)}$ . Por tanto, los cálculos suponiendo el menor espesor comercial, es decir, 0,25 in, son los siguientes:

$$A = \frac{0,125}{(R_o / t)} = \frac{0,125}{(0,9 \cdot 16 / 0,25)} = 0,0022$$

Con el valor de A y sabiendo que la temperatura de diseño es 120 °C = 248 °F, B = 11000.

$$\text{Por tanto, } P_a = \frac{11000}{(0,9 \cdot 16 / 0,25)} = 392,37 \text{ psi} \gg \text{ Presión de diseño. Por}$$

tanto, el espesor de 0,25 in es adecuado para la cabeza elipsoidal.

Obviamente, de los dos espesores se tomará el mayor, es decir, 0,25 in.

Por tanto, según las comprobaciones realizadas, las dimensiones del recipiente antes citadas serán las elegidas.

➤ **Camisa del depósito**

En este caso, es necesario mantener una temperatura en el interior del depósito, concretamente la estipulada para el proceso de decoloración del aceite, es decir, 100 °C. Para ello, es decir, para mantener esta temperatura en el recipiente durante todo el tiempo de residencia que el fluido debe permanecer en su interior, se ha decidido diseñar un encamisado por el cual circule vapor procedente de los servicios comunes del Instituto (ya empleado en los dos cambiadores de calor de tubos concéntricos diseñados).

El diseño de la camisa de este depósito se ha llevado a cabo como si se tratase de un intercambiador de calor de tubos concéntricos, en el cual el tubo interior representaría el depósito de decoloración y el tubo exterior la camisa por la que circula el vapor, cuyo calor aportado será el de condensación.

Inicialmente, se parte de la siguiente información:

ACEITE	VAPOR
W <sub>aceite</sub> = 93,851 Kg/h	P <sub>vapor</sub> = 10 bar
T <sub>entrada</sub> = 90 °C	
T <sub>salida</sub> = 100 °C	

Antes de pasar a los cálculos de diseño, se aportarán los datos necesarios para ello<sup>38</sup>:

<i>DATOS RELATIVOS AL ACEITE</i>	
$T_{\text{media aceite}} (^{\circ}\text{C})$	95
$\rho_{\text{aceite}} (\text{Kg}/\text{m}^3)$	870,74
$C_{p_{\text{aceite}}} (\text{J}/\text{Kg}\cdot^{\circ}\text{C})$	1970
$\mu_{\text{aceite}} (\text{Pa}\cdot\text{s})$	0,0044
$K_{\text{aceite}} (\text{J}/\text{m}\cdot\text{s}\cdot^{\circ}\text{C})$	0,165

<i>DATOS DEL VAPOR DE AGUA SATURADO<sup>39</sup></i>	
$T_{\text{saturación}} (^{\circ}\text{C})$	179,96
$\rho_{\text{agua líquida}} (\text{Kg}/\text{m}^3)$	914,81
$\mu_{\text{agua líquida}} (\text{Pa}\cdot\text{s})$	$0,150\cdot 10^{-3}$
$K_{\text{agua líquida}} (\text{W}/\text{m}\cdot\text{K})$	0,684
$\lambda (\text{J}/\text{Kg})$	1939,487
$C_p (\text{J}/\text{Kg}\cdot\text{K})$	1937,22

Al igual que en el cambiador de calor inicial, la ecuación general de diseño de transmisión de calor es la ecuación [AII-2.5]:  $Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{mi}$ , donde objetivo de cálculo es el área de intercambio de calor.

### ➤ Cálculo del calor intercambiado

Como en el caso del primer intercambiador, las ecuaciones que se plantean son [AII-2.6], [AII-2.7] y [AII-2.8], que respectivamente, se recuerda que son las siguientes:

<sup>38</sup> Los datos se facilitan a la temperatura media del fluido.

<sup>39</sup> Los datos del fluido calefactor corresponden al agua líquida, ya que el vapor al ceder su calor se condensa.

$$Q_{\text{absorbido}} = W_{\text{aceite}} \cdot C_{p_{\text{aceite}}} \cdot (T_{\text{Saceite}} - T_{\text{Eaceite}})$$

$$Q_{\text{cedido}} = W_{\text{vapor}} \cdot \lambda$$

$$Q_{\text{intercambiado}} = Q_{\text{absorbido}} = Q_{\text{cedido}}$$

Según los datos de los que se dispone, se está en disposición de calcular el calor absorbido. Por tanto, sustituyendo los correspondientes en la ecuación [AII-2.6], se obtiene:

$$Q_{\text{absorbido}} = \left( \frac{93,851}{3600} \right) \cdot 1970 \cdot (100 - 90) = 513,57 \text{ J/s}$$

Por tanto, según la ecuación [AII-2.8],  $Q_{\text{intercambiado}} = 513,57 \text{ J/s}$

✓ *Cálculo del caudal de vapor*

Sabiendo el calor intercambiado, se llega a que:

$$W_{\text{vapor}} = \frac{513,57}{1939,487} \Rightarrow W_{\text{vapor}} = 0,265 \text{ Kg/s}$$

➤ **Cálculo de la temperatura media logarítmica**

A continuación, se hallará el incremento de temperatura, el cual, teniendo en cuenta que la disposición es en contracorriente, se calcula según la ecuación [AII-2.9], por lo que:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(179,96 - 100) - (179,96 - 90)}{\text{Ln} \frac{(179,96 - 100)}{(179,96 - 90)}} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 84,86 \text{ } ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo de U**

Como siempre, U viene dado por la ecuación [AII-2.10]. Como siempre, se considerará la simplificación de que la resistencia a la transmisión de calor por conducción a través de la pared del tubo interno es despreciable. Ello significa que el término  $(x_w/k_w)(D_o/\bar{D}_L)$  de la ecuación anterior es nulo. Por tanto, la ecuación queda como la expresión [AII-2.11], es decir:

$$U_o = \frac{1}{(D_o/D_i h_{di}) + (D_o/D_i h_i) + (1/h_o) + (1/h_{do})}$$

▪ **Cálculo de las dimensiones de los tubos**

Antes de hallar los coeficientes individuales de transmisión de calor, es preciso determinar los diámetros y espesores de los tubos que forman el intercambiador.

✓ ***Cálculo de las dimensiones del tubo interno (depósito de decoloración)***

Las dimensiones de lo que sería la conducción interior ya se han calculado porque son las dimensiones del depósito.

✓ ***Cálculo de las dimensiones del tubo externo (camisa del depósito)***

Como ya se calculó el caudal de vapor necesario, se puede hallar el caudal volumétrico de fluido calefactor mediante el caudal másico y la densidad. Por tanto, despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_{vf.calef.} = \frac{0,265}{914,81} \Rightarrow Q_{vf.calef.} = 2,89 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

En cuanto a la velocidad, se estimará valor de 1,5 m/s. De esta manera, la sección correspondiente sería:

$$S = \frac{2,89 \cdot 10^{-4}}{1,5} = 1,93 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

Como la sección por la que circula el vapor es anular, en este caso se calcularía

como  $S = \pi \cdot \frac{(D_{i.camisa}^2 - D_{e.deposito}^2)}{4}$ . Por tanto, el diámetro interior de la camisa es:

$$D_{i.camisa} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,93 \cdot 10^{-4}}{\pi} + 0,406^2} \Rightarrow D_{i.camisa} = 0,407 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta el diámetro de camisa calculado, se tomará uno estándar de tuberías con su correspondiente espesor. Así, se obtienen las siguientes dimensiones para la camisa del depósito:

<i>DIMENSIONES PARA LA CAMISA</i>		
<i>DN</i>	<i>18</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>17,624 in</i>	<i>0,448 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,188 in</i>	<i>0,005 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>18 in</i>	<i>0,457 m</i>

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del fluido a través de la camisa, es decir:

$$V_{f.calef.} = \frac{2,89 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot \frac{(0,448^2 - 0,406^2)}{4}} \Rightarrow V_{f.calef.} = 0,010 \text{ m/s}$$

▪ *Cálculo de  $h_i$  (coeficiente individual de transmisión de calor del aceite)*

El cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor interno se calcula mediante la ecuación [AII-2.16] de Sieder y Tate, ya empleada. Además, el método de resolución de dicho coeficiente es el mismo que el utilizado en el intercambiador de calor de la etapa de Desgomado o la de Lavados, por lo que se procederá al cálculo directo del mismo.



Para calcular el número de Reynolds, previamente se calculará la velocidad del aceite en el interior del depósito:

$$V_{\text{aceite dep.}} = \frac{(W_{\text{aceite}} / \rho_{\text{aceite}})}{S_{\text{depósito}}} = \frac{(93,851 / 3600) / 870,74}{\pi \cdot \frac{(0,394^2)}{4}} \Rightarrow V_{\text{aceite dep.}} = 2,31 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$$

Por tanto:

$$Re = \frac{870,74 \cdot 2,31 \cdot 10^{-4} \cdot 0,394}{0,0044} \Rightarrow Re = 18,10 < 2100 \Rightarrow \text{Régimen laminar}$$

Por otro lado, el número de Prandtl es:

$$Pr = \frac{1970 \cdot 0,0044}{0,165} \Rightarrow Pr = 52,24$$

Tras varias iteraciones, se obtiene que  $\Delta T_i = 79,7 \text{ }^\circ\text{C}$ , por lo que  $T_w = 174,7 \text{ }^\circ\text{C}$ .  
Por tanto,  $\mu_w = 0,184 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ .

Finalmente, suponiendo una longitud de intercambiador de  $L = 0,48 \text{ m}$ , obtenida tras haber iterado con el valor resultante de la ecuación de diseño, el valor del coeficiente individual interno es el siguiente:

$$h_i = \frac{0,165}{0,394} \left( 1,86(18,10 \cdot 52,24)^{1/3} \left( \frac{0,394}{0,48} \right)^{1/3} \left( \frac{0,0044}{0,184 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,14} \right) \Rightarrow h_i = 10,806 \text{ W/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{C}$$

- Cálculo de  $h_e$  (coeficiente individual de transmisión de calor del fluido calefactor)

Para el cálculo del coeficiente individual externo,  $h_e$ , se empleará la expresión [AII-2.18] de Akers, Deans y Crosser, empleada ya en el diseño del cambiador de calor de la etapa de Desgomado y de Lavados.

Previamente, se calcularán los parámetros necesarios para hallar el número de Reynolds.

✓ *Cálculo de  $r_H$  y  $D_e$*

Previamente, se hallará el radio hidráulico:

$$r_H = \frac{D_{i.camisa} - D_{e.depósito}}{4} = \frac{0,448 - 0,406}{4} \Rightarrow r_H = 0,013 \text{ m}$$

Entonces, el diámetro equivalente es  $D_e = 4 \cdot 0,013$ , es decir,  $D_e = 0,054 \text{ m}$ .

✓ *Cálculo de  $G_l$  y  $G_v$*

Se obtiene lo siguiente:

$$G_l = G_v = \frac{0,265 / 2}{\pi \cdot \frac{(0,448^2 - 0,406^2)}{4}} = 4,785 \text{ Kg/s} \cdot \text{m}^2$$

✓ *Cálculo de  $\rho_v$*

Para el cálculo de la densidad del vapor se recurrirá a la ecuación de los Gases Ideales. Por tanto:

$$\rho_v = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} = \frac{9,87 \cdot 18}{0,082 \cdot 452,96} = 4,783 \text{ Kg/m}^3$$

Conocidos ya todos los términos, se calculará el número de Reynolds:

$$Re_m = \frac{0,054}{0,150 \cdot 10^{-3}} \left[ 4,783 + 4,783 \cdot \left( \frac{914,81}{4,783} \right)^{1/2} \right] \Rightarrow Re_m = 3443,5$$

Por otro lado, el número de Prandl es:

$$Pr = \frac{1937,22 \cdot 0,150 \cdot 10^{-3}}{0,684} \Rightarrow Pr = 0,424$$

Finalmente, se llega al siguiente resultado:

$$h_e = \left( \frac{0,684}{0,054} \right) \cdot 0,026 \cdot (0,424)^{1/3} \cdot (3443,5)^{0,8} \Rightarrow h_e = 167,34 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

▪ Factores de ensuciamiento

Como siempre, se tomará  $h_{di} = 333,33 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ , mientras que la resistencia a la transmisión de calor por ensuciamiento del vapor de agua se va a considerar despreciable.

En este momento, ya se está en disposición de calcular el coeficiente global de transmisión de calor. Sustituyendo datos en la ecuación [AII-2.11] se llega al siguiente valor de U:

$$U_o = \frac{1}{(0,406 / 0,394 \cdot 333,33) + (0,406 / 0,394 \cdot 10,806) + (1 / 167,34) + 0} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow U_o = 10,15 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ Cálculo del área de intercambio A y de la longitud del intercambiador

Finalmente, sólo queda aplicar la ecuación de diseño [AII-2.5] para calcular el área y, por tanto, la longitud del intercambiador. Pues bien, despejando el área de intercambio de calor y sustituyendo los datos calculados, se obtiene que:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{513,57}{10,15 \cdot 84,86} \Rightarrow A = 0,596 \text{ m}^2$$

Como el coeficiente global se ha calculado con respecto al área exterior de intercambio de calor, el área calculada se refiere al área exterior del tubo interno. Por tanto, para calcular la longitud del cambiador de calor, basta con despejar la longitud de la fórmula que define tal superficie, es decir:

$$A = \pi \cdot D_{e,\text{depósito}} \cdot L_{\text{intercambiador}} \Rightarrow L_{\text{intercambiador}} = \frac{0,596}{\pi \cdot 0,406} \Rightarrow \mathbf{L_{\text{intercambiador}} = 0,48 \text{ m}}^{40}$$

Finalmente, teniendo en cuenta que la longitud de la virola es 0,69 m, se decidió que la longitud de la camisa fuese de 0,60 m, quedando 0,045 m de distancia entre la camisa y el comienzo de los fondos elipsoidales.

### ➤ Aislamiento

Para evitar la disipación de energía a través de las paredes de la camisa y del depósito, es necesario aislarlos térmicamente de la temperatura ambiente mediante un aislante adecuado. Para ello, se empleará fibra de vidrio, por ser el material más económico. Como se trata de aislar un depósito de 18 in de diámetro nominal en donde se alcanza una temperatura comprendida entre 150 y 200 °C, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Colcha fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>48</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>114</i>

### ➤ Sustentación

Según las reglas heurísticas que se comentaron en el apartado 2.2.2.1., la sustentación de este depósito se realizará mediante su apoyo sobre patas. El tipo y las

<sup>40</sup> Se recuerda que este valor ha sido calculado tras iterar con la temperatura de la pared, la viscosidad del aceite a esa temperatura, el coeficiente  $h_i$  y la longitud del cambiador.

dimensiones de estos soportes correrán a cargo del fabricante y serán función de las dimensiones del depósito y del peso de líquido a contener.

### 6.3.3. Diseño y dimensionamiento del refrigerante

Cuando el aceite sale del depósito donde se ha llevado a cabo la decoloración, es necesario disminuir la temperatura por una razón principal: el proceso de filtración se lleva a cabo a presión atmosférica, por lo que es conveniente bajar la temperatura del aceite por debajo de los 100 °C con el fin de evitar o minimizar su oxidación. Para llevar a cabo este enfriamiento y, a su vez, aprovechar esta energía, se ha decidido que el fluido refrigerante sea el aceite de alimentación, consiguiendo así un precalentamiento del mismo. De esta manera, el diseño de este intercambiador hará que, cuando la planta completa esté en funcionamiento, la cantidad de vapor necesario para calentar la alimentación inicial será menor, lo cual conllevará a un ahorro en los costes de operación.

Este refrigerador, al igual que otros cambiadores de calor, consiste en un intercambiador de calor de tubos concéntricos, por cuya conducción interior circulará el aceite más caliente, procedente del depósito de decoloración, y por cuya conducción exterior circulará el aceite más frío, que, como ya se ha comentado, será el de alimentación.

Por tanto, se tiene la siguiente información:

ACEITE DECOLORACIÓN	ACEITE ALIMENTACIÓN
$W_{ac-dec.} = 93,851 \text{ Kg/h}$	$W_{ac-alim.} = 10 \text{ bar}$
$T_{entrada} = 100 \text{ °C}$	$T_{entrada} = 20 \text{ °C}$
$T_{salida} = 90 \text{ °C}$	

Antes de pasar a los cálculos de diseño, se aportarán los datos necesarios para ello<sup>41</sup>:

<i>DATOS DEL ACEITE DECOLORACIÓN</i>	
$T_{\text{media ac-dec.}} (^{\circ}\text{C})$	95
$\rho_{\text{ac-dec.}} (\text{Kg/m}^3)$	870,74
$C_{p\text{ac-dec.}} (\text{J/Kg}\cdot^{\circ}\text{C})$	1970
$\mu_{\text{ac-dec.}} (\text{Pa}\cdot\text{s})$	0,0044
$K_{\text{ac-dec.}} (\text{J/m}\cdot\text{s}\cdot^{\circ}\text{C})$	0,165

Para poder determinar las propiedades del aceite de alimentación a su temperatura media, es necesario conocer la temperatura de salida del intercambiador, por lo que se facilitarán más adelante.

<i>DATOS DEL ACEITE ALIMENTACIÓN</i>	
$T_{\text{media ac-alim.}} (^{\circ}\text{C})$	24,69
$\rho_{\text{ac-alim.}} (\text{Kg/m}^3)$	903,64
$C_{p\text{ac-alim.}} (\text{J/Kg}\cdot\text{K})$	1970
$\mu_{\text{ac-alim.}} (\text{Pa}\cdot\text{s})$	0,072
$K_{\text{ac-alim.}} (\text{W/m}\cdot\text{K})$	0,166

Como siempre, para el diseño de los intercambiadores de calor se parte de la ecuación de diseño de transmisión de calor, [AII-2.5], donde el objetivo de cálculo también es el área de intercambio de calor.

#### ➤ **Cálculo del calor intercambiado**

El calor cedido por la corriente de aceite caliente y, por tanto el calor intercambiado, viene dado por la ecuación [AII-2.6], por lo que:

<sup>41</sup> Los datos se facilitan a la temperatura media del fluido.

$$Q_{cedido} = \left( \frac{93,851}{3600} \right) \cdot 1970 \cdot (100 - 90) = 513,57 \text{ J/s}$$

Por tanto, suponiendo que no existen pérdidas por disipación del calor, se puede aplicar la ecuación [AII-2.8], por lo cual:

$$Q_{intercambiado} = Q_{absorbido} = 513,57 \text{ J/s}$$

✓ *Cálculo de la temperatura de salida del aceite de alimentación*

En el caso del aceite de alimentación, la ecuación a aplicar es igual que la utilizada para el cálculo del calor cedido [AII-2.6]. Por tanto, despejando de esta relación la temperatura de salida del aceite, se obtiene lo siguiente:

$$T_{salida \text{ ac-a lim.}} = \frac{Q_{absorbido}}{Cp \cdot W_{ac-a \text{ lim.}}} + T_{E \text{ ac-a lim.}} = \frac{513,57}{1970 \cdot (100/3600)} + 20 \Rightarrow T_{salida \text{ ac-alim.}} = 29,39 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Conocida esta temperatura, se facilitarán las propiedades del aceite de alimentación a la temperatura media:

DATOS DEL ACEITE ALIMENTACIÓN	
T <sub>media ac-alim.</sub> (°C)	24,69
ρ <sub>ac-alim.</sub> (Kg/m <sup>3</sup> )	903,64
Cp <sub>ac-alim.</sub> (J/Kg·K)	1970
μ <sub>ac-alim.</sub> (Pa·s)	0,072
K <sub>ac-alim.</sub> (W/m·K)	0,166

➤ **Cálculo de la temperatura media logarítmica**

A continuación, se hallará el incremento de temperatura, el cual, teniendo en cuenta que la disposición es en contracorriente, se calcula según la ecuación [AII-2.9]. Por tanto, se obtiene que:

$$\Delta T_{mt} = \frac{(100 - 29,39) - (90 - 20)}{\ln \frac{(100 - 29,39)}{(90 - 20)}} \Rightarrow \Delta T_{mt} = 70,31 \text{ } ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo de U**

Como siempre, U viene dado por la ecuación [AII-2.10]. Al igual que entonces, se considerará la simplificación de que la resistencia a la transmisión de calor por conducción a través de la pared del tubo interno es despreciable. Ello significa que el término  $(x_w / k_w)(D_o / \bar{D}_L)$  de la ecuación anterior es nulo. Por tanto, la ecuación que se empleará será la ecuación [AII-2.11].

▪ Cálculo de las dimensiones de los tubos

Antes de hallar los coeficientes individuales de transmisión de calor, es preciso determinar los diámetros y espesores de los tubos que forman el intercambiador.

✓ Cálculo de las dimensiones del tubo interno

Para el cálculo del diámetro del tubo interno, por el cual circula el aceite, se hará uso de la relación [AII-2.12].

Para el cálculo del caudal volumétrico, se empleará la ecuación [AII-2.13]. Despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_{v \text{ ac-dec.}} = \frac{(93,851 / 3600)}{870,74} \Rightarrow Q_{v \text{ ac-dec.}} = 2,994 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

En principio, se supondrá una velocidad del aceite de 0,06 m/s, al tratarse de un fluido viscoso que está siendo aspirado por una bomba. Por tanto, aplicando la ecuación [AII-2.12], expresando la sección según la ecuación [AII-2.14] y despejando el diámetro, se obtiene lo siguiente:



$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,994 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 0,06}} \Rightarrow D = 0,025 \text{ m}$$

Éste sería el diámetro mínimo necesario para el caudal y la velocidad impuesta. A continuación, se tomará un diámetro estándar con su correspondiente espesor. Este diámetro se corresponderá con el siguiente valor más próximo al calculado de los diámetros estándar de tuberías. De esta manera, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo interno del intercambiador:

<i>DIMENSIONES PARA EL TUBO INTERNO</i>		
<i>DN</i>	<i>I</i>	
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>1,097 in</i>	<i>0,028 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,109 in</i>	<i>0,003 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,315 in</i>	<i>0,033 m</i>

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del aceite a través de la conducción interna. Así, despejando la velocidad de la ecuación [AII-2.12] y expresando la sección según la ecuación [AII-2.14], se obtiene que:

$$V_{ac-dec.} = \frac{4 \cdot 2,994 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 0,028^2} \Rightarrow V_{ac-dec.} = 0,049 \text{ m/s}$$

✓ *Cálculo de las dimensiones del tubo externo*

Previamente, es necesario calcular el caudal volumétrico que circula por esta conducción, lo cual se realizará aplicando la ecuación [AII-2.13], es decir:

$$Q_{v \text{ ac-a lim.}} = \frac{(100/3600)}{903,64} \Rightarrow Q_{v \text{ ac-alim.}} = 3,07 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

En cuanto a la velocidad, se estimará el valor de 0,15 m/s. De esta manera, la sección correspondiente según la ecuación [AII-2.12] sería:

$$S = \frac{3,07 \cdot 10^{-5}}{0,15} = 2,05 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

Como la sección por la que circula el aceite de alimentación es anular, se calcularía según la ecuación [AII-2.15]. Por tanto, el diámetro interior de esta conducción:

$$D_{i.e.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,05 \cdot 10^{-4}}{\pi} + 0,033^2} \Rightarrow D_{i.e.} = 0,037 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta el diámetro calculado, se tomará uno estándar con su correspondiente espesor. Así, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo exterior:

<i><b>DIMENSIONES PARA EL TUBO EXTERNO</b></i>		
<i>DN</i>	<i>1½</i>	
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>1,682 in</i>	<i>0,043 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,109 in</i>	<i>0,003 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,9 in</i>	<i>0,048 m</i>

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del fluido, por tanto:

$$V_{ac-a \text{ lim}} = \frac{3,07 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot \frac{(0,043^2 - 0,033^2)}{4}} \Rightarrow V_{ac-alim.} = 0,055 \text{ m/s}$$

- Cálculo de  $h_i$

El cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor interno se calculará mediante la ecuación de Ditus y Boelter, cuya expresión es la siguiente:

$$Nu_d = 0,023 \cdot (Re)^{0,8} \cdot (Pr)^n \quad [AII-6.2]^{42}$$

donde  $n = 0,4$  si el fluido es calentado y  $n = 0,3$  si es enfriado. Obviamente, se trata del último caso.

- Cálculo del número de Reynolds:

$$Re = \frac{870,74 \cdot 0,047 \cdot 0,028}{0,0044} \Rightarrow Re = 272,5$$

- Cálculo del número de Prandl

$$Pr = \frac{1970 \cdot 0,0044}{0,165} \Rightarrow Pr = 52,24$$

Por tanto, despejando el coeficiente de transmisión de calor de la ecuación [AII-6.2], resulta lo siguiente:

$$h_i = \frac{0,165}{0,028} \left( 0,023 \cdot (272,5)^{0,8} \cdot (52,24)^{0,3} \right) \Rightarrow h_i = 39,582 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- Cálculo de  $h_e$

Para el cálculo del coeficiente individual externo,  $h_e$ , se empleará la expresión de Donohue, [AII-5.14], empleada ya en el diseño del condensador de la etapa de Secado.

El flujo másico por unidad de área  $G_e = W_{ac-alim.}/S$ , donde  $S$  se calcula según la expresión [AII-2.15], es:

$$G_e = \frac{(100 / 3600)}{\pi \cdot \frac{(0,043^2 - 0,033^2)}{4}} = 49,84 \text{ Kg/s} \cdot \text{m}^2$$

---

<sup>42</sup> Dittus, F. W., y L. M. K. Boelter: *Univ. CaliJ (Berkeley) Pub. Eng.*, Vo1 2, p. 443, 1930.

Por otro lado, hay que calcular la viscosidad del fluido a la temperatura de pared, para lo cual es necesario conocer la temperatura a la pared. Esta temperatura se calcula según la ecuación [AII-2.17], siendo el signo negativo por tratarse del enfriamiento del fluido interno. Como esta temperatura de pared depende de  $\Delta T_i$ , que a su vez depende, entre otros factores, del coeficiente individual de transmisión de calor externo, se tendrá que calcular éste por iteración. Así pues, primero se supondrá una temperatura de pared con la cual se hallará la viscosidad del fluido a esa temperatura, pudiendo obtener un valor de  $h_e$ . A continuación, se calculará  $\Delta T_i$  y se recalculará la temperatura de pared: si ésta coincide con la supuesta, el valor de  $h_e$  calculado será el correcto, pero si no es así se deberá repetir todo el proceso suponiendo ahora la temperatura de pared obtenida en el último cálculo.

Tras varias iteraciones, se llega a que  $\Delta T_i = 44,85 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_w = 53,28 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $\mu_w = 0,023 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ .

Finalmente, despejando  $h_e$  de la ecuación [AII-5.14] y sustituyendo datos, se llega al siguiente resultado:

$$h_e = \left(\frac{0,166}{0,033}\right) \cdot 0,2 \cdot \left(\frac{0,033 \cdot 49,84}{0,072}\right)^{0,6} \cdot \left(\frac{1970 \cdot 0,072}{0,166}\right)^{0,3} \cdot \left(\frac{0,072}{0,023}\right)^{0,14} \Rightarrow h_e = 58,17 \text{ W/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{C}$$

▪ Factores de ensuciamiento

En este caso, al circular aceite tanto por el tubo interior como por el exterior, se tomará  $h_{di} = 333,33 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$  y  $h_{de} = 333,33 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ .

En este momento, ya se está en disposición de calcular el coeficiente global de transmisión de calor. Sustituyendo datos en la ecuación [AII-2.11], se llega al siguiente valor de U:

$$U_o = \frac{1}{(0,033 / 0,028 \cdot 333,33) + (0,033 / 0,028 \cdot 39,582) + (1 / 58,17) + (1 / 333,33)} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow U_o = 18,49 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo del área de intercambio A y de la longitud del intercambiador**

Finalmente, sólo queda aplicar la ecuación de diseño [AII-2.5] para calcular el área y, por tanto, la longitud del intercambiador. Pues bien, despejando el área de intercambio de calor y sustituyendo los datos calculados, se obtiene que:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{513,57}{18,49 \cdot 70,31} \Rightarrow A = 0,395 \text{ m}^2$$

Por tanto, la longitud del cambiador de calor sería:

$$L_{\text{intercambiador}} = \frac{0,395}{\pi \cdot 0,033} \Rightarrow L_{\text{intercambiador}} = 3,76 \text{ m}$$

Finalmente, se ha decidido construir un intercambiador de 4,5 m, dividiéndolo en tramos de 1,5 m, habiendo entre cada uno de ellos una distancia suficiente teniendo en cuenta el aislante.

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de la pared externa del cambiador, es necesario aislarlo térmicamente con un aislante adecuado. Para ello, se empleará fibra de vidrio, por ser el material más económico. Como se trata de aislar tuberías de 1½ in de diámetro nominal y no se llega a alcanzar los 60 °C de temperatura, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	80
<i>Espesor (mm)</i>	38

➤ **Sustentación**

Aunque no es objeto de este proyecto, es importante comentar que el cambiador de calor se montará sobre una estructura metálica que soporte cada uno de los tramos rectos del equipo.

## 7. Desodorización

En este apartado se expondrán todos los cálculos relativos a la etapa de Desodorización del aceite. Primeramente, se realizará una explicación detallada del tratamiento de este problema. Seguidamente, se mostrarán los balances de materia de esta etapa para luego detallar el cálculo de cada uno de los equipos diseñados. Como ocurría con las dos etapas anteriores, es decir, Secado y Decoloración, el tratamiento del problema y el diseño de los equipos se realizará considerando refinación física, aunque, como siempre, en el apartado dedicado a los balances de materia se incluirán los referidos al caso de refinación química.

### 7.1. Cálculos para la Destilación de los ácidos grasos

El objetivo de la Desodorización del aceite es eliminar los compuestos odorantes y los ácidos grasos libres, de los cuales habrá mayor o menor cantidad dependiendo del tipo de refinación que se lleve a cabo. Como la mayor parte del aceite está formada por triglicéridos, se puede decir que esta operación consiste en la separación de compuestos odorantes y AGL de los TGL. Por otro lado, los compuestos causantes del olor son muy volátiles en comparación con los AGL, por lo que se puede asegurar que, eliminando éstos se eliminan los primeros. Por tanto, a la hora de realizar cálculos, teniendo en cuenta las consideraciones anteriores, se ha decidido tomar la simplificación de considerar el aceite como una mezcla de AGL y TGL, los cuales tendrán que ser separados, aunque la corriente real a tratar sea la siguiente:

COMPONENTES	Caudal (Kg/h)
<i>AGL</i>	2,441
<i>Ceras</i>	0,074
<i>Humedad/H<sub>2</sub>O</i>	0,052
<i>Pigmentos</i>	0,062
<i>Volátiles</i>	0,246
<i>Mat. Insaponif.</i>	1,844
<i>Triglicéridos</i>	88,948
<b>TOTAL</b>	<b>93,667</b>

En un primer momento, y dada la información proporcionada por la bibliografía, se comenzó por considerar la posibilidad de diseñar una columna de destilación. Para ello, partiendo de la alimentación, procedente de la etapa anterior, se fijaron unos requerimientos que implicaban la determinación de los caudales molares de cada uno de los componentes de la corriente de colas, obteniendo así por balance de materia los caudales molares de la corriente de cabeza. Tales requerimientos fueron los siguientes:

- Salida por colas del 10%, con respecto a su cantidad en la corriente de alimentación, del AGL más pesado, que, como se comprobará, es el ácido araquídico.
- Salida por colas del 99,9%, con respecto a su cantidad en la corriente de alimentación, del TGL más volátil, que, como se comprobará, es el POLi.
- Ausencia total del resto de los AGL en la corriente de colas, suponiendo que todos son eliminados por cabeza, y del resto de TGL en cabeza, suponiendo que todos salen por colas.

Por tanto, las composiciones y caudales molares de cada uno de los componentes de las corrientes de alimentación y colas serían las siguientes:

<i>COMPOSICIÓN ALIMENTACIÓN</i>					
<b>Componente</b>	<b>% con respecto a AGL o TGL totales<sup>43</sup></b>	<b>W<sub>alim-Desod.</sub> (Kg/h)</b>	<b>P<sub>m</sub> (g/mol)</b>	<b>F<sub>alim-Desod.</sub> (mol/h)</b>	<b>Composición molar, X<sub>o</sub></b>
<b>AGL</b>	----	2,441	----	8,742	----
<i>Palmitoleico</i>	0,6	0,015	254	0,058	0,00052
<i>Palmítico</i>	9,0	0,220	256	0,858	0,00778
<i>Linolénico</i>	0,7	0,017	278	0,061	0,00056
<i>Linoleico</i>	6,3	0,154	280	0,549	0,00498
<i>Oleico</i>	80,3	1,960	282	6,952	0,06302
<i>Esteárico</i>	2,7	0,066	284	0,232	0,00210
<i>Araquídico</i>	0,4	0,010	312	0,031	0,00028

<sup>43</sup> Los porcentajes tomados son los resultantes tras la etapa de Secado.



<b>TGL</b>	----	88,948	----	101,572	---
<i>POLi</i>	7,40	6,585	856	7,692	0,06973
<i>POO</i>	23,09	20,535	858	23,934	0,21696
<i>OOLi</i>	8,53	7,589	882	8,604	0,07800
<i>OOO</i>	54,58	48,547	884	54,918	0,49783
<i>SOO</i>	6,40	5,692	886	6,424	0,05823
<b>TOTAL</b>	----	91,389	----	110,314	1,0000

<b>COMPOSICIÓN COLAS</b>				
<b>Componente</b>	<b>W<sub>colas-Desod.</sub> (Kg/h)</b>	<b>P<sub>m</sub> (g/mol)</b>	<b>C<sub>colas-Desod.</sub> (mol/h)</b>	<b>Composición molar, X</b>
<b>AGL</b>	0,0010	----	0,003	----
<i>Palmitoleico</i>	0,000	254	0,000	0
<i>Palmítico</i>	0,000	256	0,000	0
<i>Linolénico</i>	0,000	278	0,000	0
<i>Linoleico</i>	0,000	280	0,000	0
<i>Oleico</i>	0,000	282	0,000	0
<i>Estearico</i>	0,000	284	0,000	0
<i>Araquídico</i>	0,0010	312	0,003	3,0813·10 <sup>-5</sup>
<b>TGL</b>	88,946	----	101,571	---
<i>POLi</i>	6,583	856	7,691	0,07572
<i>POO</i>	20,535	858	23,934	0,23563
<i>OOLi</i>	7,589	882	8,604	0,08471
<i>OOO</i>	48,547	884	54,918	0,54067
<i>SOO</i>	5,692	886	6,424	0,06325
<b>TOTAL</b>	88,947	----	101,574	1,0000

Sabidas las composiciones y caudales de cada uno de los componentes en la alimentación y en colas, se pueden averiguar los correspondientes en cabeza aplicando los balances de materia, de manera que:

$$F_{a\text{lim-Desod.}} = C_{\text{colas-Desod.}} + D_{\text{cabeza-Desod.}}$$

$$F_{a\text{lim-Desod.}} \cdot x_o = C_{\text{colas-Desod.}} \cdot x_C + D_{\text{cabeza-Desod.}} \cdot y$$

Por tanto, se obtiene lo siguiente:

<b>COMPOSICIÓN CABEZA</b>				
<b>Componente</b>	<b>W<sub>cabeza-Desod.</sub> (Kg/h)</b>	<b>P<sub>m</sub> (g/mol)</b>	<b>D<sub>cabeza-Desod.</sub> (mol/h)</b>	<b>Composición molar, Y</b>
<b>AGL</b>	2,440	----	8,738	----
<i>Palmitoleico</i>	0,015	254	0,058	0,00660
<i>Palmítico</i>	0,220	256	0,858	0,09820
<i>Linolénico</i>	0,017	278	0,061	0,00703
<i>Linoleico</i>	0,154	280	0,549	0,06285
<i>Oleico</i>	1,960	282	6,952	0,79537
<i>Esteárico</i>	0,066	284	0,232	0,02656
<i>Araquídico</i>	0,009	312	0,028	0,00322
<b>TGL</b>	0,001	----	0,002	---
<i>POLi</i>	0,001	856	0,002	0,00018
<i>POO</i>	0,000	858	0,000	0
<i>OOLi</i>	0,000	882	0,000	0
<i>OOO</i>	0,000	884	0,000	0
<i>SOO</i>	0,000	886	0,000	0
<b>TOTAL</b>	2,442	----	8,740	1,0000

➤ **Cálculo del número mínimo de etapas**

Así pues, supuestas ya las composiciones de las corrientes de salida, se procederá al cálculo del número mínimo de etapas necesario para conseguir la separación requerida. Para ello, al tratarse de una mezcla multicomponente, se ha decidido recurrir a la ecuación de Fenske, la cual constituye uno de los pasos para la resolución de columnas de destilación multicomponente según el método de FUG.

Para la aplicación de la ecuación de Fenske, es necesario definir los llamados componentes clave (pesado y ligero) y no clave. Un componente clave es aquel que aparece en una cantidad apreciable en ambas corrientes de salida, mientras que los restantes, los no claves, sólo aparecen en una de dichas corrientes. En este caso, los componentes claves de este sistema son el ácido araquídico y el triglicérido POLi, de los cuales el primero constituye el componente clave ligero, representado por LK, (el más volátil de los componentes clave) y el segundo el componente clave pesado, representado por HK (el menos volátil de los componentes clave).

Para iniciar el cálculo del número mínimo de etapas, es importante introducir el concepto de volatilidad relativa,  $\alpha$ . Éste es el factor de separación que determina el grado de separación que puede obtenerse en la operación de destilación y es igual a la relación de las volatilidades ( $K_1$  para el más volátil y  $K_2$  para el menos), cuyo significado ya fue explicado en los cálculos de la etapa de destilación flash de la etapa de Secado, de manera que:

$$\alpha_{12} = \frac{K_1}{K_2} \geq 1$$

Según esto, cuanto mayor sea la volatilidad relativa mayor separación se producirá o, mejor dicho, mayor será la facilidad para conseguir una separación determinada. Como se observará más adelante, las volatilidades relativas entre los componentes a separar son muy grandes, por lo que ya se puede intuir que el número de etapas de destilación será bajo.

Para una separación dada de dos componentes clave de una mezcla multicomponente, es posible deducir una expresión exacta para el número mínimo de etapas de equilibrio ( $N_{\min}$ ) que se necesitan, lo que corresponde a la condición de reflujo total en la que no entra alimentación ni se genera destilado ni residuo. Dicha expresión, que se muestra a continuación y es conocida como ecuación de Fenske (1932), requiere sólo la utilización de los valores de las fracciones molares de los componentes clave en el destilado y residuo, así como el de la volatilidad relativa entre ambas sustancias:

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{x_{D(LK)} \cdot x_{C(HK)}}{x_{D(HK)} \cdot x_{C(LK)}}\right)}{\log \alpha_{(LK)/(HK)}} = \frac{\log\left(\frac{x_{D(LK)} \cdot x_{C(HK)}}{x_{D(HK)} \cdot x_{C(LK)}}\right)}{\log \alpha_m} = \frac{\log\left(\frac{x_{D A} \cdot x_{C POLi}}{x_{D POLi} \cdot x_{C A}}\right)}{\log \alpha_m} \quad [\text{AII-7.1}]$$

donde  $N_{\min}$  incluye las etapas teóricas y el calderín, y  $\alpha_m$  es la media geométrica entre las volatilidades relativas de cabeza y cola, tomando la temperatura de burbuja del calderín y de cabeza:

$$\alpha_m = \left\{ \left[ \alpha_{(LK)/(HL)} \right]_D \cdot \left[ \alpha_{(LK)/(HL)} \right]_C \right\}^{1/2} = \left\{ \left[ \alpha_{A/POLi} \right]_D \cdot \left[ \alpha_{A/POLi} \right]_C \right\}^{1/2} \quad [\text{AII-7.2}]$$

En definitiva, el método de Fenske permite predecir de forma rápida el número mínimo de etapas de equilibrio aunque, por lo general, el valor suele ser superior al real, lo cual indica que es un procedimiento conservador.

Para afrontar el cálculo de  $N_{\min}$ , es necesario conocer las temperaturas de burbuja de las corrientes de cola y cabeza para la estimación de la volatilidad relativa de ambas zonas.

✓ *Cálculo de la temperatura de burbuja de la corriente de colas*

Para el cálculo de la temperatura de burbuja ha de cumplirse la relación [AII-5.8], es decir:

$$\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1,0$$

donde, como ya se dijo durante los cálculos del Secado,  $K_i = \frac{P_i^o}{P_T}$  [AII-5.7]. En este

caso, se ha decidido que la presión de operación sea  $P_{operación} = 0,003 \text{ bar}$ . Por otro lado, la presión de vapor de cada componente dependerá de la temperatura que precisamente se está calculando. Esto quiere decir que será necesario un método de resolución por tanteo para obtener dicha temperatura y las consecuentes volatilidades. Este método consiste, al igual que se indicó en la destilación flash para el secado del aceite, en suponer un valor de temperatura (comprendida entre las temperaturas de ebullición del

componente más ligero y del componente más pesado), a partir del cual se obtienen unos valores de presión de vapor y los valores de  $K_i$  correspondientes según la ecuación [AII-5.8]. Si el sumatorio de los  $K_i \cdot x_i$  es superior o inferior a 1.0, se elige una temperatura mayor o menor, respectivamente, y se repite el cálculo hasta que se cumpla la condición anterior. Esta resolución se realizará mediante la herramienta Solver del programa Microsoft Excel, de manera que, se impondrá como celda objetivo el sumatorio antes indicado igual a 1 y como celda variable la correspondiente a la temperatura. Realizando esta operación, se obtienen los siguientes resultados:

$T_{\text{burbuja COLAS}} = 360,6 \text{ } ^\circ\text{C}$				
<i>Componente</i>	$x_{Ci}$	$P^o_i$ (bar)	$K_i$	$K_i \cdot x_{Ci}$
<i>Po</i>	0	1,8461	615,35231	0
<i>P</i>	0	1,2572	419,07968	0
<i>Ln</i>	0	2,5540	851,32065	0
<i>Li</i>	0	1,7428	580,93047	0
<i>O</i>	0	1,1897	396,56208	0
<i>S</i>	0	0,8124	270,80349	0
<i>A</i>	$3,0813 \cdot 10^{-5}$	0,4275	142,49692	0,00439
<i>POLi</i>	0,07572	$3,9406 \cdot 10^{-3}$	1,313538	0,09946
<i>POO</i>	0,23563	$2,8467 \cdot 10^{-3}$	0,948916	0,22359
<i>OOLi</i>	0,08471	$3,9649 \cdot 10^{-3}$	1,321638	0,11196
<i>OOO</i>	0,54067	$2,8710 \cdot 10^{-3}$	0,957000	0,51742
<i>SOO</i>	0,06325	$2,0796 \cdot 10^{-3}$	0,693214	0,04384
				$\Sigma K_i \cdot x_{Ci} = 1,00066$

Según las composiciones que se han propuesto, la temperatura de burbuja de la corriente de colas es de 360,6 °C, un valor demasiado elevado que puede suponer una degradación y un deterioro importante del aceite. Por ello, y antes de continuar con el cálculo del número mínimo de etapas para el diseño de la columna de destilación, es necesario encontrar un mecanismo para disminuir esta temperatura. Dicho mecanismo consiste en la inyección de vapor de agua en el calderín de la columna.

- **Destilación con vapor. Cálculo de la cantidad de vapor de agua**

Para mezclas con puntos de ebullición muy elevados y/o con posibilidad de que los componentes integrantes puedan degradarse a partir de ciertos valores de temperatura, se puede recurrir a la destilación con vapor, que consiste en suministrar un gas inerte de menor temperatura de ebullición a la mezcla para reducir la presión parcial de los componentes que la forman, es decir,  $P = \sum P_i + P_{vapor}$ , donde  $P_i$  son las presiones parciales de cada uno de los componentes de la mezcla, consiguiendo así una temperatura de ebullición más baja de la misma. Al no llegar a condensar el vapor inyectado en el equipo, saldrá por cabeza acompañando al destilado. La destilación por arrastre de vapor es una técnica aplicada en la separación de sustancias poco solubles en agua, como el caso que nos ocupa. La cantidad de vapor necesaria suele ser bastante baja debido a su elevada presión de vapor en comparación con los componentes de la mezcla que se desea hervir.

Las temperaturas máximas que se suelen alcanzar en esta operación no suelen superar los 245-250 °C, por lo que se buscará una disminución de temperatura de burbuja desde los 360 °C calculados anteriormente hasta unos 248 °C, aproximadamente. Así pues, a continuación se llevará a cabo el cálculo de la cantidad de vapor que es necesario inyectar para conseguir esta temperatura de burbuja en el calderín. Es importante saber que el vapor se va a inyectar a 100 °C, de manera que su presión de vapor no provoque la inestabilidad en la presión de operación del sistema.

El cálculo del caudal de vapor a inyectar será calculado mediante un método por tanteo, cuyos pasos serán los siguientes:

- 1º Suposición de un caudal másico de vapor  $\Rightarrow$  Cálculo del caudal molar de vapor mediante el peso molecular del agua ( $P_m = 18 \text{ g/mol}$ ).
- 2º Cálculo del caudal molar total en el calderín y recálculo de las fracciones molares de cada uno de los componentes que integran la corriente de colas.
- 3º Recálculo de la temperatura de burbuja de la mezcla teniendo en cuenta las nuevas fracciones y la presencia del nuevo componente, con su respectiva volatilidad. Para

ello, debe comprobarse que  $\sum K_i \cdot x_i = 1,0$  (aplicar el método por tanteo explicado anteriormente para el cálculo de la temperatura de burbuja).

4° Comparación entre la nueva temperatura de burbuja y la deseada, es decir, 248 °C.

5° Si las temperaturas comparadas son iguales, el caudal de vapor a inyectar será el supuesto. En caso contrario, se supondrá un nuevo valor de dicho caudal, que será mayor o menor en función de si la temperatura calculada es mayor o menor a la buscada, respectivamente.

Pues bien, tras varias repeticiones del método de cálculo, se llega a que la cantidad de vapor necesaria para que la temperatura de burbuja de la corriente de colas sea 248,1 °C es de  $S = 0,0055 \text{ Kg/h}$ . Se supondrá que este vapor, como componente inerte que se considera, entrará por el calderín y saldrá igualmente por cabeza, por lo que en ambas corrientes se considerará que está presente la misma cantidad calculada. Además, la alimentación en el momento de la entrada a la columna también se mezclará con el vapor inyectado. Por tanto, será necesario proceder a la exposición de las nuevas corrientes de alimentación, colas y cabeza, que incluyen el vapor de arrastre y las fracciones molares recalculadas:

<b>COMPOSICIÓN ALIMENTACIÓN CON INYECCIÓN DE VAPOR</b>				
<b>Componente</b>	<b>W<sub>alim-Desod.</sub> (Kg/h)</b>	<b>P<sub>m</sub> (g/mol)</b>	<b>F<sub>alim-Desod.</sub> (mol/h)</b>	<b>Composición molar, X<sub>o</sub></b>
<b>AGL</b>	2,441	----	8,742	----
<i>Palmitoleico</i>	0,015	254	0,058	0,00052
<i>Palmítico</i>	0,220	256	0,858	0,00776
<i>Linolénico</i>	0,017	278	0,061	0,00056
<i>Linoleico</i>	0,154	280	0,549	0,00497
<i>Oleico</i>	1,960	282	6,952	0,06284
<i>Esteárico</i>	0,066	284	0,232	0,00210
<i>Araquídico</i>	0,010	312	0,031	0,00028
<b>TGL</b>	88,948	----	101,572	---
<i>POLi</i>	6,585	856	7,692	0,06954

<i>POO</i>	20,535	858	23,934	0,21636
<i>OOLi</i>	7,589	882	8,604	0,07778
<i>OOO</i>	48,547	884	54,918	0,49647
<i>SOO</i>	5,692	886	6,424	0,05808
<i>Vapor de agua</i>	0,0055	18	0,303	0,00274
<b>TOTAL</b>	91,394	----	110,617	1,0000

<b>COMPOSICIÓN COLAS CON INYECCIÓN DE VAPOR</b>				
Componente	$W_{\text{colas-Desod.}}$ (Kg/h)	$P_m$ (g/mol)	$C_{\text{colas-Desod.}}$ (mol/h)	Composición molar, X
<b>AGL</b>	0,0010	----	0,003	----
<i>Palmitoleico</i>	0,000	254	0,000	0
<i>Palmítico</i>	0,000	256	0,000	0
<i>Linolénico</i>	0,000	278	0,000	0
<i>Linoleico</i>	0,000	280	0,000	0
<i>Oleico</i>	0,000	282	0,000	0
<i>Estearico</i>	0,000	284	0,000	0
<i>Araquídico</i>	0,0010	312	0,003	$3,0722 \cdot 10^{-5}$
<b>TGL</b>	88,946	----	101,571	---
<i>POLi</i>	6,583	856	7,691	0,07549
<i>POO</i>	20,535	858	23,934	0,23493
<i>OOLi</i>	7,589	882	8,604	0,08446
<i>OOO</i>	48,547	884	54,918	0,53906
<i>SOO</i>	5,692	886	6,424	0,06306
<i>Vapor de agua</i>	0,0055	18	0,303	0,00298
<b>TOTAL</b>	88,953	----	110,877	1,0000

<b>COMPOSICIÓN CABEZA CON INYECCIÓN DE VAPOR</b>				
Componente	$W_{\text{cabeza-Desod.}}$ (Kg/h)	$P_m$ (g/mol)	$D_{\text{cabeza-Desod.}}$ (mol/h)	Composición molar, Y



<b>AGL</b>	2,440	----	8,738	----
<i>Palmitoleico</i>	0,015	254	0,058	0,00638
<i>Palmítico</i>	0,220	256	0,858	0,09491
<i>Linolénico</i>	0,017	278	0,061	0,00680
<i>Linoleico</i>	0,154	280	0,549	0,06074
<i>Oleico</i>	1,960	282	6,952	0,76870
<i>Estearico</i>	0,066	284	0,232	0,02566
<i>Araquídico</i>	0,009	312	0,028	0,00311
<b>TGL</b>	0,001	----	0,002	---
<i>POLi</i>	0,001	856	0,002	0,00017
<i>POO</i>	0,000	858	0,000	0
<i>OOLi</i>	0,000	882	0,000	0
<i>OOO</i>	0,000	884	0,000	0
<i>SOO</i>	0,000	886	0,000	0
<i>Vapor de agua</i>	0,0055	18	0,303	0,03353
<b>TOTAL</b>	2,447	----	9,043	1,0000

Conocidas ya las nuevas fracciones molares de las corrientes de salida, se procederá al cálculo de sus temperaturas de burbuja para calcular la volatilidad relativa entre cabeza y colas y, a continuación, el número de etapas mínimas.

✓ ***Cálculo de la temperatura de burbuja de la corriente de colas con inyección de vapor***

El cálculo de esta temperatura se llevaría a cabo como se ha explicado anteriormente. Realmente, en este caso, la temperatura de burbuja de esta corriente ya es conocida, porque ha sido a partir de ella por la que se ha calculado el caudal de vapor inyectado. No obstante, se expondrán los resultados de las presiones de vapor de los componentes y de las volatilidades correspondientes, además de la comprobación de la ecuación [AII-5.8].

$T_{\text{burbuja COLAS}} = 248,1 \text{ } ^\circ\text{C}$				
Componente	$x_{Ci}$	$P^o_i$ (bar)	$K_i$	$K_i \cdot x_{Ci}$
Po	0	0,0699	23,31423	0
P	0	0,0606	20,21159	0
Ln	0	0,0443	14,77673	0
Li	0	0,0385	12,84110	0
O	0	0,0335	11,16390	0
S	0	0,0291	9,71001	0
A	$3,0721 \cdot 10^{-5}$	0,0099	3,29081	0,00010
POLi	0,07549	$5,499910^{-7}$	0,000183	$1,38398 \cdot 10^{-5}$
POO	0,23493	$5,1428 \cdot 10^{-7}$	0,000171	$4,02728 \cdot 10^{-5}$
OOLi	0,08446	$3,4440 \cdot 10^{-7}$	0,000115	$9,69566 \cdot 10^{-6}$
OOO	0,53906	$3,2295 \cdot 10^{-7}$	0,000108	$5,80299 \cdot 10^{-5}$
SOO	0,06306	$3,0297 \cdot 10^{-7}$	0,000101	$6,36823 \cdot 10^{-6}$
Vapor de agua	0,00298	1,0078	335,921	0,99976
				$\Sigma K_i \cdot x_{Ci} = 0,999999$

Para el cálculo del vapor de agua se ha empleado la ecuación de Antoine facilitada en el apartado 3.1 del Anexo I de este Proyecto.

En este momento, ya se está en disposición de hallar la volatilidad relativa de los componentes clave en cola de columna, de manera que:

$$[\alpha_{A/POLi}]_C = \frac{K_A}{K_{POLi}} = \frac{3,29081}{0,000183} \Rightarrow [\alpha_{A/POLi}]_C = 17950,03$$

- ✓ *Cálculo de la temperatura de burbuja de la corriente de cabeza con inyección de vapor*

El cálculo de esta temperatura se realiza exactamente de la misma manera que como se ha venido explicando, tomando las composiciones del vapor calculadas anteriormente (que serán iguales a las del líquido resultante de su condensación). Por tanto, tras repetir varias veces el método, se llega a los siguientes resultados:

$T^a_{burbuja\ CABEZA} = 43,8\text{ }^\circ\text{C}$				
<i>Componente</i>	$X_{Di}$	$P^o_i\text{ (bar)}$	$K_i$	$K_i \cdot x_{Ci}$
<i>Po</i>	0,00638	$2,0988 \cdot 10^{-8}$	$6,9960 \cdot 10^{-6}$	$4,46125 \cdot 10^{-8}$
<i>P</i>	0,09491	$1,0490 \cdot 10^{-8}$	$3,4968 \cdot 10^{-6}$	$3,31867 \cdot 10^{-7}$
<i>Ln</i>	0,00680	$1,1565 \cdot 10^{-8}$	$3,8549 \cdot 10^{-6}$	$2,62037 \cdot 10^{-8}$
<i>Li</i>	0,06074	$5,8945 \cdot 10^{-9}$	$1,9648 \cdot 10^{-6}$	$1,19343 \cdot 10^{-7}$
<i>O</i>	0,76870	$3,0150 \cdot 10^{-9}$	$1,0050 \cdot 10^{-6}$	$7,72551 \cdot 10^{-7}$
<i>S</i>	0,02566	$1,5477 \cdot 10^{-9}$	$5,1589 \cdot 10^{-7}$	$1,32402 \cdot 10^{-8}$
<i>A</i>	0,00311	$9,7627 \cdot 10^{-11}$	$3,2542 \cdot 10^{-8}$	$1,01365 \cdot 10^{-10}$
<i>POLi</i>	0,00017	$6,9838 \cdot 10^{-19}$	$2,3279 \cdot 10^{-16}$	$3,96032 \cdot 10^{-20}$
<i>POO</i>	0	$6,1819 \cdot 10^{-19}$	$2,0606 \cdot 10^{-16}$	0
<i>OOLi</i>	0	$3,1771 \cdot 10^{-19}$	$1,0590 \cdot 10^{-16}$	0
<i>OOO</i>	0	$2,8780 \cdot 10^{-19}$	$9,5934 \cdot 10^{-17}$	0
<i>SOO</i>	0	$2,6163 \cdot 10^{-19}$	$8,7211 \cdot 10^{-17}$	0
<i>Vapor de agua<sup>44</sup></i>	0,003353	0,0894	29,8160	0,99969
				$\Sigma K_i \cdot x_{Ci} = 0,999969$

Llegado a este punto, la volatilidad relativa de los componentes clave ligero y clave pesado en este punto es la siguiente:

$$[\alpha_{A/POLi}]_D = \frac{K_A}{K_{POLi}} = \frac{3,2542 \cdot 10^{-8}}{2,3279 \cdot 10^{-16}} \Rightarrow [\alpha_{A/POLi}]_D = 139791969,3$$

<sup>44</sup> En este caso, la presión de vapor del vapor de agua se calcula mediante la expresión de Antoine a la temperatura de burbuja resultante, es decir, a 43,8 °C.

✓ *Aplicación de la ecuación de Fenske*

A continuación, se mostrará el cálculo de la volatilidad relativa media en la columna aplicando la ecuación [AII-7.2]:

$$\alpha_m = \left\{ \left[ \alpha_{A/POLi} \right]_D \cdot \left[ \alpha_{A/POLi} \right]_C \right\}^{1/2} = \sqrt{17950,03 \cdot 139791969,3} \Rightarrow \alpha_m = 1584067,77$$

Seguidamente, se procederá al cálculo del número mínimo de etapas necesarias para producir la separación requerida según la ecuación [AII-7.1]:

$$N_{\min} = \frac{\log \left( \frac{x_{D A} \cdot x_{C POLi}}{x_{D POLi} \cdot x_{C A}} \right)}{\log \alpha_m} = \frac{\log \left( \frac{0,00311 \cdot 0,07549}{0,00017 \cdot 3,0721 \cdot 10^{-5}} \right)}{1584067,77} \Rightarrow N_{\min} = 0,751 \text{ etapas}$$

Como se puede observar, el número mínimo de etapas no llega ni siquiera a la unidad, aunque se recuerda que la ecuación de Fenske considera la condición de reflujo total, lo cual implica que el número real de etapas debe ser algo mayor.

✓ *Distribución de los componentes no clave a reflujo total (etapa de verificación)*

La ecuación de Fenske no está restringida únicamente a los componentes clave; es posible utilizarla para dos componentes cualesquiera de la mezcla multicomponente. Por tanto, una vez que se ha determinado el número de etapas mínimas, se calculará la fracción molar de cada componente no clave en cabeza y cola de la columna, a través de la de un componente de referencia "R", que en este caso se ha decidido que sea el triglicérido POLi, y la composición de la alimentación. Así, partiendo de la ecuación de Fenske, se llega a que:

$$x_{Wi} = \frac{F \cdot x_{Fi}}{W \cdot \left[ 1 + \left( \frac{D \cdot x_{D_R}}{W \cdot x_{C_R}} \right) \cdot \alpha_m^{N_{\min}} \right]} = \frac{F \cdot x_{Fi}}{W \cdot \left[ 1 + \left( \frac{D \cdot x_{D POLi}}{W \cdot x_{C POLi}} \right) \cdot \alpha_m^{N_{\min}} \right]} \quad [\text{AII-7.3}]$$

$$x_{Di} = \frac{F \cdot x_{Fi} \cdot \left( \frac{D \cdot x_{D_R}}{W \cdot x_{C_R}} \right) \cdot \alpha_m^{N \min}}{D \cdot \left[ 1 + \left( \frac{D \cdot x_{D_R}}{W \cdot x_{C_R}} \right) \cdot \alpha_m^{N \min} \right]} = \frac{F \cdot x_{Fi} \cdot \left( \frac{D \cdot x_{D \text{ POLi}}}{W \cdot x_{C \text{ POLi}}} \right) \cdot \alpha_m^{N \min}}{D \cdot \left[ 1 + \left( \frac{D \cdot x_{D \text{ POLi}}}{W \cdot x_{C \text{ POLi}}} \right) \cdot \alpha_m^{N \min} \right]} \quad [\text{AII-7.4}]$$

donde  $\alpha_m$  viene dado por:

$$\alpha_m = \left\{ [\alpha_{i/R}]_D \cdot [\alpha_{i/R}]_C \right\}^{1/2} = \left\{ [\alpha_{i/POLi}]_D \cdot [\alpha_{i/POLi}]_C \right\}^{1/2} \quad [\text{AII-7.5}]$$

De esta manera, se obtiene la distribución de los componentes no clave a reflujo total, con el fin de comprobar su coincidencia con la proporcionada por el balance preliminar de materia que se ha empleado para iniciar los cálculos.

Sustituyendo datos, se llega a los siguientes resultados<sup>45</sup>:

Componente	$\alpha_{C \text{ i/POLi}}$	$\alpha_{D \text{ i/POLi}}$	$\alpha_{m \text{ i/POLi}}$	$X_{Ci} \cdot C$	$X_{Di} \cdot D$
<i>Po</i>	127169,746	37108198680	68695270,5	0,0004	0,0573
<i>P</i>	110246,129	18547819641	45219744,7	0,0076	0,8506
<i>Ln</i>	80601,138	20447473023	40596669,6	0,0006	0,0609
<i>Li</i>	70043,056	10421844494	27018102,1	0,0072	0,5421
<i>O</i>	60894,615	5330791627	18017117	0,1224	6,8292
<i>S</i>	52964,220	2736408927	12038760,9	0,0055	0,2266
<i>A</i>	17950,035	172612670,3	1760228,2	0,0029	0,0284
<i>POLi</i>	1,000	1,235	1,111	7,6906	0,0017
<i>POO</i>	0,935	1,093	1,011	23,9287	0,0048
<i>OOLi</i>	0,626	0,562	0,593	8,6032	0,0012
<i>OOO</i>	0,587	0,509	0,547	54,9109	0,0070
<i>SOO</i>	0,551	0,463	0,505	6,4233	0,0008

<sup>45</sup> En estos cálculos, no se ha incluido el vapor de agua inyectado.

Teniendo en cuenta que el caudal molar total de colas libre de vapor de agua es  $C = 101,574 \text{ mol/h}$  y que el de cabeza es  $D = 8,740 \text{ mol/h}$ , las composiciones  $X_{Ci}$  y  $X_{Di}$  son las siguientes:

Componente	$X_{Ci}$	$X_{Di}$
<i>Po</i>	0,0000	0,0066
<i>P</i>	0,0001	0,0973
<i>Ln</i>	0,0000	0,0070
<i>Li</i>	0,0001	0,0620
<i>O</i>	0,0012	0,7814
<i>S</i>	0,0001	0,0259
<i>A</i>	0,0000	0,0032
<i>POLi</i>	0,0757	0,0002
<i>POO</i>	0,2356	0,0006
<i>OOLi</i>	0,0847	0,0001
<i>OOO</i>	0,5406	0,0008
<i>SOO</i>	0,0632	0,0001

Como se puede comprobar, estas composiciones son muy parecidas a las que se supusieron en un principio, por lo que se darán por válidas.

#### ➤ Cálculo del reflujo mínimo

Para estimar el reflujo mínimo hay que considerar las zonas invariantes o de contacto en las que el número de etapas se hace infinito y no varía la composición de una a otra. Para el caso de los sistemas multicomponentes, pueden ocurrir varias situaciones: que tengan un punto de contacto (clase 1) o que tengan dos puntos de contacto (clase 2). Para los de clase 1, todos los componentes de la alimentación se distribuyen entre las corrientes de cabeza y cola. Para los de clase 2, uno o más de los componentes solamente aparecen en uno de los productos. Por tanto, es obvio que este sistema se encuadra en la clase 2, para la cual Underwood (1946) desarrolla un método aproximado pero suficientemente exacto para determinar la relación de reflujo mínima.

Se considera que la volatilidad relativa para cada componente es la misma en las zonas invariantes superior e inferior y se supone que el flujo molar es constante. Al igual que antes, las ecuaciones para las zonas de contacto se expresan en función de la volatilidad relativa definida con respecto a un componente de referencia, que en este caso volverá a ser el triglicérido POLi.

El procedimiento de Underwood viene cuantificado por dos ecuaciones, las cuales han de ser resueltas sucesivamente:

$$\sum \frac{(\alpha_{i/r})_{\infty} \cdot x_{Fi}}{(\alpha_{i/r})_{\infty} - \theta} = 1 - \phi \quad [\text{AII-7.6}]$$

donde  $\phi$  la condición de alimentación,  $\theta$  un parámetro a determinar y  $(\alpha_{i/r})_{\infty}$  una volatilidad relativa idéntica a la expresada en la ecuación [34], y

$$\sum \frac{(\alpha_{i/r})_{\infty} \cdot x_{Di}}{(\alpha_{i/r})_{\infty} - \theta} = 1 + (R_{\infty})_{\min} \quad [\text{AII-7.7}]$$

donde  $(R_{\infty})_{\min}$  es la relación de reflujo externa mínima.

En primer lugar, se resolverá la ecuación [AII-7.6] de manera iterativa, sabiendo que hay que obtener una raíz del parámetro  $\theta$  que cumpla la condición de  $\alpha_{LK/HK} > \theta > 1$ . Para comenzar el proceso de iteración, es necesario conocer la condición de alimentación, es decir, el estado en el que ésta va a entrar en la columna; aunque más adelante se justificará esta decisión, ahora se adelanta que la alimentación entrará en el equipo como líquido saturado, por lo que la condición de alimentación es  $\phi = 1$ .

A la hora de realizar los cálculos, no se tendrá en cuenta el vapor inyectado, ya que el reflujo mínimo no debe depender de este componente al ser inerte, por lo que se tomarán las composiciones de la alimentación y del destilado que se supusieron inicialmente (libres de vapor de agua). Por tanto, se partirá de los siguientes datos:

Componente	$\alpha_{m i/POLi}$	$X_{Fi}$ (libre de vapor de agua)	$X_{Di}$ (libre de vapor de agua)
<i>Po</i>	68695270,5	0,00052	0,00660
<i>P</i>	45219744,7	0,00778	0,09820
<i>Ln</i>	40596669,6	0,00056	0,00703
<i>Li</i>	27018102,1	0,00498	0,06285
<i>O</i>	18017117	0,06302	0,79537
<i>S</i>	12038760,9	0,00210	0,02656
<i>A</i>	1760228,2	0,00028	0,00322
<i>POLi</i>	1,111	0,06973	0,00018
<i>POO</i>	1,011	0,21696	0
<i>OOLi</i>	0,593	0,07800	0
<i>OOO</i>	0,547	0,49783	0
<i>SOO</i>	0,505	0,05823	0

Aplicando la ecuación [AII-7.6] y sabiendo que la diferencia  $(1-\phi) = 0$ , se averiguará el valor de  $\theta$  por iteración mediante el uso de la herramienta Solver del programa Excel. De esta manera, se obtiene que  $\theta = 8,916$  (en este caso,  $(1-\phi) = 3,652 \cdot 10^{-7}$ ), valor que, efectivamente, se encuentra entre la volatilidad relativa de los componentes claves y 1.

A continuación, mediante la aplicación de la ecuación [AII-7.7], se calculará el reflujo mínimo necesario. De esta forma, sustituyendo datos, se obtiene que  $(1 + R_{\min}) = 0,9998$ , lo que implica que  $R_{\min} = -2,01 \cdot 10^{-4}$ . Este valor del reflujo mínimo, que se puede considerar cero, indica que en este sistema se puede tomar cualquier valor del reflujo, incluso cero.

Teniendo en cuenta este resultado, se ha decidido que no exista reflujo, puesto que, para conseguir la separación propuesta, se ha comprobado que no es necesario. Además, esta decisión está en concordancia con la mayoría de las disposiciones consultadas en la bibliografía.



Por otro lado, no hay que olvidar que el cálculo del número mínimo de etapas partía de la condición de reflujo total, lo cual quiere decir que, si el reflujo va a ser cero, el número de etapas deberá aumentar. Sin embargo, en el caso que nos ocupa, se considerará que no es necesaria más de una etapa de equilibrio, por tres razones fundamentales:

- a. El caudal de destilado que se obtiene es insignificante comparado con el caudal del producto de colas, por lo que, incluso un reflujo total, no supondría una mejoría notable de la separación.
- b. Como ya se ha comentado anteriormente, el procedimiento que propone Fenske es un método conservador, por lo que el número de etapas resultante es algo mayor.
- c. Esta razón es la más importante y por la que, por sí sola, puede justificar la existencia de una sola etapa y de la no necesidad de reflujo: se trata de la elevada diferencia de volatilidades entre los componentes a separar, lo cual se observa en el valor tan alto que toma la volatilidad relativa entre los componentes clave ligero y pesado, que, como ya se calculó, era de  $\alpha_m = 1584067,77$ .

Así pues, se puede afirmar que este proceso precisa de una sola etapa de destilación.

✓ ***Cálculo de la temperatura de burbuja de la alimentación***

Si se desea que en el equipo propio de desodorización sólo se dé la destilación directa planteada, y no el calentamiento adicional para llegar a la temperatura de desodorización, es necesario que ésta llegue a su temperatura de burbuja. Calculando esta temperatura como en todos los casos anteriores, ésta alcanza un valor de 248,7 °C. Sin embargo, justo en el momento en el que esta corriente entra en el equipo y se pone en contacto con el vapor inyectado, su temperatura de burbuja, al igual que ocurre con las corrientes de salida, también bajará. Teniendo en cuenta el vapor con el que entra en

contacto, se llega a que esta temperatura de burbuja bajaría hasta los 194,55 °C. Por tanto, en vez de calentar inicialmente la alimentación hasta una temperatura de 248,7 °C, sólo será necesario llevarla hasta la última calculada. De esta manera, antes de entrar en el equipo de desodorización, el aceite se encontrará en estado líquido no saturado, pasando a la condición de saturado en el momento de entrar al mismo.

➤ **Estudio de la única etapa de destilación**

Tras comprobar y aceptar que este proceso de destilación de los ácidos grasos del aceite sólo implica una etapa, se deberían cumplir una serie de premisas, las cuales serán analizadas a continuación:

✓ *Coincidencia de las temperaturas de burbuja de colas y de rocío de cabeza*

Por similitud a un sistema binario de destilación, si se tiene una sola etapa de destilación, el vapor y el líquido que se obtienen en esa única etapa han de estar en equilibrio. Si esto es así, este equilibrio se producirá a una temperatura determinada, la cual será la de burbuja del líquido y la de rocío del vapor. Es decir, estas dos temperaturas deberían de ser iguales o, al menos, parecidas.

La temperatura de burbuja de la corriente de colas ya ha sido calculada, siendo su valor  $T_{burbuja\ COLAS}^a = 248,1\text{ °C}$ . A continuación, se procederá al cálculo de la temperatura de rocío de la corriente que sale por cabeza. Para ello, el procedimiento será el mismo que el seguido para el cálculo de la temperatura de burbuja con la diferencia

de que la relación que se ha de cumplir es  $\sum_i^{comp} x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1,0$  [AII-5.9].

$T_{rocío\ CABEZA}^a = 248,2\text{ °C}$				
<i>Componente</i>	$Y_{Di}$	$P_i^o\ (bar)$	$K_i$	$Y_{Di}/K_i$
<i>Po</i>	0,00638	$7,0219 \cdot 10^{-2}$	23,4063	0,00027
<i>P</i>	0,09491	$6,0866 \cdot 10^{-2}$	20,2887	0,00468
<i>Ln</i>	0,00680	$4,4532 \cdot 10^{-2}$	14,8439	0,00046
<i>Li</i>	0,06074	$3,8693 \cdot 10^{-2}$	12,8977	0,00471

<i>O</i>	0,76870	$3,3635 \cdot 10^{-2}$	11,2116	0,06856
<i>S</i>	0,02566	$2,9251 \cdot 10^{-2}$	9,7502	0,00263
<i>A</i>	0,00311	$9,9180 \cdot 10^{-3}$	3,3060	0,00094
<i>POLi</i>	0,00017	$5,5482 \cdot 10^{-7}$	$1,8494 \cdot 10^{-4}$	0,91989
<i>POO</i>	0	$5,1869 \cdot 10^{-7}$	$1,7290 \cdot 10^{-4}$	0
<i>OOli</i>	0	$3,4755 \cdot 10^{-7}$	$1,1585 \cdot 10^{-4}$	0
<i>OOO</i>	0	$3,2584 \cdot 10^{-7}$	$1,0861 \cdot 10^{-4}$	0
<i>SOO</i>	0	$3,0562 \cdot 10^{-7}$	$1,0187 \cdot 10^{-4}$	0
<i>Vapor de agua<sup>1</sup></i>	0,003353	38,475	12825,12	$2,6143 \cdot 10^{-6}$
$\Sigma y_{Ci} / K_i = 1,0021$				

Como se puede observar, la temperatura de burbuja de colas y de rocío de cabeza son prácticamente iguales. No obstante, esta igualdad de temperaturas es una condición necesaria para corroborar que ambas corrientes se encuentran en equilibrio, pero no es suficiente.

✓ *Composiciones de cabeza y colas*

Cuando se partió de la idea de diseñar una columna de destilación, se plantearon unas composiciones de las corrientes de salida totalmente razonables si se tienen en cuenta los valores de las volatilidades relativas entre los componentes a separar. Si se comparan las composiciones  $X_{Ci}$  e  $Y_{Di}$  (incluyendo el vapor de agua inyectado) supuestas inicialmente con las que resultan al calcular la temperatura de rocío de la corriente de cabeza y la de burbuja de la corriente de colas, respectivamente, se puede observar que no son iguales. Esta diferencia surge por haber tomado la simplificación de considerar que una serie de componentes sólo salen por cabeza (los seis AGL más volátiles) y otros sólo salen por colas (los cuatro TGL más pesado), lo cual hace que, al intentar calcular las composiciones en equilibrio de esos componentes en la otra corriente resulte cero en todos los casos, lo cual no tiene sentido. Es decir, si por ejemplo se ha considerado que la composición del ácido palmitoleico (Po) en el líquido

<sup>1</sup> En este caso, la presión de vapor del vapor de agua se calcula mediante la expresión de Antoine a la temperatura de rocío resultante, es decir, a 248,2 °C.

es cero, cuando se calcule la composición de dicho componente en el equilibrio de la forma  $y_i = x_i \cdot K_i$ , resultará cero, cuando, realmente, la cantidad total de este ácido se encuentra en esa fase vapor.

Por tanto, se admitirá que las composiciones supuestas inicialmente no son exactamente las que se van a conseguir, pero, según los datos de las volatilidades, se puede afirmar que serán muy cercanas a las propuestas, por lo que éstas se darán por válidas a la hora de diseñar el equipo de desodorización.

### ➤ **Equipo elegido para la desodorización**

Uno de los problemas que ha planteado el abordaje de este proceso de desodorización del aceite es la dificultad para encuadrarlo dentro de una operación unitaria concreta. La bibliografía suele hablar de columnas de destilación, sin embargo, se puede observar que claramente no son necesarias. Por otro lado, en muchos casos, se da gran importancia al arrastre de los compuestos a eliminar que produce el vapor inyectado, lo que podría llevar a pensar que podría existir un fenómeno de absorción. De hecho el diseño de muchos equipos se basa, entre otras variables, en el buen contacto entre el vapor de inyección y el aceite.

Dados los resultados a los que se había llegado, en un primer momento se pensó en el diseño de una columna de relleno, siendo la longitud del mismo función del número de etapas necesarias para la separación requerida. Sin embargo, aun habiendo casas comerciales importantes que ofrecen rellenos estructurados especialmente diseñados para este tipo de procesos, expertos en la materia no confían en esta solución, ya que, como se comentó en la Memoria de este Proyecto, la polimerización del aceite podría provocar la obstrucción de los canales del relleno.

Finalmente, tras analizar muchas alternativas, se decidió optar por el diseño de un equipo falling-film, explicado igualmente en la Memoria. Este intercambiador de calor de tubos vertical se encargará de ser la etapa de destilación calculada, y su diseño se mostrará más adelante.

## 7.2. Balances de Materia en la Desodorización

Como se ha venido haciendo hasta ahora, se realizará el balance global de materia y el balance de materia a cada componente en cada uno de los equipos de la etapa de Desodorización, aplicando en todos los casos la siguiente ecuación:

$$\text{Acumulación (A)} = \text{Entrada (E)} - \text{Salida (S)} + \text{Generación (G)} - \text{Consumo (C)}$$

la cual se reduce a  $\text{Entrada (E)} = \text{Salida (S)}$  al no existir acumulación de materia ni reacción química alguna durante todo este subproceso.

Los balances de materia se presentarán de la misma manera que se ha estado haciendo en las etapas anteriores.

Como ya se comentó, en este apartado se incluirán los balances de materia correspondientes a la refinación física y química.

### ➤ *Desaireador*

Este equipo sólo se emplea para eliminar la posible cantidad de oxígeno que pueda traer el aceite de la etapa anterior. Por ello, al no producirse ninguna entrada ni salida adicional de fluido, el balance de materia, considerando *refinación física*, queda como sigue:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<b>F12' (Kg/h)</b>	<b>F13' (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		93,667	93,667
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	2,441	2,441
	<i>Ceras</i>	0,074	0,074
	<i>Humedad/H2O</i>	0,052	0,052
	<i>Pigmentos</i>	0,062	0,062
	<i>Volátiles</i>	0,246	0,246
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,844	1,844
	<i>Triglicéridos</i>	88,948	88,948

En el caso de la *refinación química*, el balance de materia anterior sería el siguiente:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<b>F22 (Kg/h)</b>	<b>F23 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		58,954	58,954
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	1,537	1,537
	<i>Ceras</i>	0,046	0,046
	<i>Humedad/H2O</i>	0,033	0,033
	<i>Pigmentos</i>	0,039	0,039
	<i>Volátiles</i>	0,155	0,155
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,161	1,161
	<i>Triglicéridos</i>	55,984	55,984

➤ *Economizador 1*

En este cambiador de calor, la corriente de entrada al equipo desodorizador es precalentada por aprovechamiento del calor cedido al enfriar la corriente de salida de dicho equipo. Por tanto, al no producirse ninguna entrada ni salida adicional de fluido, el balance de materia, considerando *refinación física*, queda como sigue:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<b>F13' (Kg/h)</b>	<b>F14' (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		93,667	93,667
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	2,441	2,441
	<i>Ceras</i>	0,074	0,074
	<i>Humedad/H2O</i>	0,052	0,052
	<i>Pigmentos</i>	0,062	0,062
	<i>Volátiles</i>	0,246	0,246
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,844	1,844
	<i>Triglicéridos</i>	88,948	88,948

En el caso de la *refinación química*, el balance de materia anterior sería el siguiente:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<b>F23 (Kg/h)</b>	<b>F24 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		58,954	58,954

<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	1,537	1,537
	<i>Ceras</i>	0,046	0,046
	<i>Humedad/H<sub>2</sub>O</i>	0,033	0,033
	<i>Pigmentos</i>	0,039	0,039
	<i>Volátiles</i>	0,155	0,155
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,161	1,161
	<i>Triglicéridos</i>	55,984	55,984

➤ *Desodorizador Falling-film*

Aunque este balance ya se ha tratado en el apartado anterior, a continuación se mostrará según el formato de tablas aquí empleado con el fin de visualizar mejor la escisión de la corriente de entrada. Por tanto, en el caso de la *refinación física* se tiene que:

		<b>ENTRADA</b>		<b>SALIDA</b>	
		<i>F14'</i> (Kg/h)	<i>Inyección vapor de agua</i> (Kg/h)	<i>F15'-Colas</i> (Kg/h)	<i>Vapor-Cabeza</i> (Kg/h)
<b>B. Global Materia</b>		93,667	0,0055	90,985	2,693
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	2,441		0,001	2,440
	<i>Po</i>	0,015		0	0,015
	<i>P</i>	0,220		0	0,220
	<i>Ln</i>	0,017		0	0,017
	<i>Li</i>	0,154		0	0,154
	<i>O</i>	1,960		0	1,960
	<i>S</i>	0,066		0	0,066
	<i>A</i>	0,010		0,001	0,009
	<i>Ceras</i>	0,074		0,074	0
	<i>Humedad/H<sub>2</sub>O</i>	0,524		0,0524	0
	<i>Pigmentos</i>	0,061		0,061	0
	<i>Volátiles</i>	0,246		0	0,246
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,844		1,884	0
	<i>Triglicéridos</i>	88,948		88,946	0
	<i>POLi</i>	6,585		6,583	0,001
	<i>POO</i>	20,535		20,535	0
	<i>OOLi</i>	7,589		7,589	0
	<i>OOO</i>	48,547		48,547	0
	<i>SOO</i>	5,692		5,692	0
	<i>Vapor de agua</i>	0	0,0055	0	0,0055

Como ya se comento en el apartado anterior, aunque a la hora de tratar el problema sólo se consideró la separación entre AGL y TGL, se dio por supuesto que todos los compuestos volátiles iban a ser eliminados, y esta afirmación se ve reflejada en la tabla anterior, en la que la totalidad de dichos componentes sale por la corriente de cabeza.

Por otro lado, y sólo a título informativo y no con fines de diseño, se mostrará a continuación cómo quedaría el balance de materia en el caso de haber realizado *refinación química*<sup>1</sup>:

		<i>ENTRADA</i>		<i>SALIDA</i>	
		<i>F24 (Kg/h)</i>	<i>Inyección vapor de agua (Kg/h)</i>	<i>F25-Colas (Kg/h)</i>	<i>Vapor- Cabeza (Kg/h)</i>
<b>B. Global Materia</b>		58,954	0,0034	57,266	1,695
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	1,537		0,0006	2,440
	<i>Po</i>	0,009		0	0,009
	<i>P</i>	0,138		0	0,138
	<i>Ln</i>	0,011		0	0,011
	<i>Li</i>	0,097		0	0,097
	<i>O</i>	1,234		0	1,234
	<i>S</i>	0,041		0	0,041
	<i>A</i>	0,006		0,0006	0,0055
	<i>Ceras</i>	0,046		0,046	0
	<i>Humedad/H2O</i>	0,033		0,033	0
	<i>Pigmentos</i>	0,039		0,039	0
	<i>Volátiles</i>	0,155		0	0,155
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,161		1,161	0
	<i>Triglicéridos</i>	55,984		55,983	0
	<i>POLi</i>	4,1444		4,1435	0,001
	<i>POO</i>	12,925		12,925	0
	<i>OOLi</i>	4,777		4,777	0
	<i>OOO</i>	30,556		30,556	0
	<i>SOO</i>	3,582		3,582	0
	<i>Vapor de agua</i>	0	0,0034	0	0,0034

Obviamente, en este caso se observa que la cantidad de vapor necesaria para conseguir bajar la temperatura de ebullición de las corrientes hasta donde se precisa es menor, ya que el caudal a tratar también lo es.

<sup>1</sup> En este caso, al haber tomado las mismas composiciones de cada uno de los componentes, aunque los caudales sean distintos, las temperaturas que se deben alcanzar en el equipo desodorizador son las mismas.



➤ *Economizador 1 y Economizador 2*

Anteriormente se ha realizado el balance de materia de la corriente de entrada al desodorizador en el economizador 1. A continuación, se hará lo propio con la corriente de salida. Por otro lado, esta corriente de salida entrará en un segundo cambiador de calor para enfriarse y calentar así el agua empleada en los lavados. Como en ninguno de los dos economizadores existe entradas y/o salidas adicionales a las del aceite desodorizado, el balance de materia de ambos es el mismo y, para el caso de refinación física es el que se muestra a continuación:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<b>F15' (Kg/h)</b>	<b>F16' (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		90,985	90,985
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	0,001	0,001
	<i>Ceras</i>	0,074	0,074
	<i>Humedad/H2O</i>	0,0524	0,0524
	<i>Pigmentos</i>	0,061	0,061
	<i>Volátiles</i>	0	0
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,884	1,884
	<i>Triglicéridos</i>	88,946	88,946

En el caso de la refinación química, el balance de materia anterior sería el siguiente:

		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
		<b>F25 (Kg/h)</b>	<b>F26 (Kg/h)</b>
<b>B. Global Materia</b>		57,266	57,266
<b>B.M.Comp.</b>	<i>AGL</i>	0,0006	0,0006
	<i>Ceras</i>	0,046	0,046
	<i>Humedad/H2O</i>	0,033	0,033
	<i>Pigmentos</i>	0,039	0,039
	<i>Volátiles</i>	0	0
	<i>Mat.Insaponif.</i>	1,161	1,161
	<i>Triglicéridos</i>	55,983	55,983

## **7.3. Cálculos de diseño en la Desodorización**

En la etapa de Desodorización hay que realizar el diseño y dimensionamiento del equipo desodorizador, además del diseño y dimensionamiento del economizador 1, que sirve para precalentar la alimentación del desodorizador y enfriar la corriente de salida del mismo, del economizador 2, que actúa refrigerando el aceite que sale del economizador 2, todavía caliente, calentando así el agua suministrada en la etapa de lavados, y el condensador de los vapores producidos en el desodorizador con el recipiente acumulador de condensado. Además, por tratarse de la última etapa, se ha incluido en ella el diseño del depósito final de almacenamiento. Se vuelve a reiterar que los cálculos de diseño están realizados considerando refinación física, por lo que se emplearán los datos correspondientes a su balance de materia.

### **7.3.1. Cálculo y diseño del desaireador**

Se ha decidido que este equipo sea de las mismas características que la columna de secado del aceite, pudiendo asegurar que, a la temperatura de 90 °C y a la presión de trabajo, que será la misma que la del equipo desodorizador, es decir, 3 mbar, se eliminará todo resto de aire (con condiciones más suaves se eliminó la mayor parte del agua del aceite, más difícil de eliminar que el aire, cuya presión de vapor es bastante mayor).

En lo que se refiere a aislamiento y sustentación, se actuará de la misma manera que en la columna de secado.

### **7.3.2. Cálculo y diseño del equipo desodorizador**

El diseño de este recipiente sigue los mismos principios de diseño que un intercambiador de calor, por lo que, como se verá, se utilizarán varias de las ecuaciones ya empleadas en el diseño de otros equipos de transmisión de calor. Este equipo consiste en un intercambiador de tubos vertical; a través de estos tubos circulará el aceite a desodorizar, mientras que por la carcasa circulará el aceite térmico encargado de llevar la temperatura del aceite desde 194,55 °C, que se corresponde con la

temperatura de entrada de la alimentación, hasta unos 248,1 °C, que coincide con la temperatura de burbuja de la corriente de colas. De esta manera, a medida que el aceite descienda en película descendiente a través de los tubos del intercambiador, los AGL se irán vaporizando hasta llegar a la temperatura de colas, a la cual el contenido en AGL, como se ha calculado anteriormente, debe ser insignificante. Por tanto, las premisas de las que se parte para abordar este problema son las siguientes:

ALIMENTACIÓN A DESODORIZAR
$W_{\text{aceite}} = 93,667 \text{ Kg/h}$
$T_{\text{entrada}} = 194,55 \text{ °C}$
$T_{\text{salida}} = 248,1 \text{ °C}$

Las propiedades del aceite necesarias para el diseño de este cambiador, cuyo cálculo se expone en el apartado de Cálculo de Propiedades, son las siguientes<sup>1</sup>:

DATOS DEL ACEITE A DESODORIZAR	
$T_{\text{media aceite}} \text{ (°C)}$	221,33
$\rho_{\text{aceite}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	811,62
$C_{p\text{aceite}} \text{ (J/Kg}\cdot\text{°C)}$	1970
$\mu_{\text{aceite}} \text{ (Pa}\cdot\text{s)}$	$2,85 \cdot 10^{-5}$
$K_{\text{aceite}} \text{ (J/m}\cdot\text{s}\cdot\text{°C)}$	0,159
$\lambda_{\text{aceite}} \text{ (J/Kg)}$	$1,276 \cdot 10^{-5}$

Por otro lado, el fluido calefactor es un aceite térmico comercial, conocido como Therminol<sup>®</sup>66, el cual se empleará a una temperatura de entrada de  $T_{\text{entrada Therm.}} = 316 \text{ °C}$ . Además, se supondrá un caudal inicial del mismo de  $W_{\text{Therm.}} = 400 \text{ Kg/h}$ . Como las propiedades del mismo han de ser utilizadas a su temperatura media, es necesario averiguar previamente cuál será su temperatura de salida.

<sup>1</sup> Los datos se facilitan a la temperatura media del fluido.

Como siempre, para el diseño de los intercambiadores de calor se parte de la ecuación de diseño de transmisión de calor, [AII-2.5], donde el objetivo de cálculo también es el área de intercambio de calor.

### ➤ **Cálculo del calor intercambiado**

El calor que es necesario aportar al aceite a desodorizar incluye el calor para aumentar la temperatura de entrada hasta la de colas y el correspondiente al de la vaporización. Por tanto, el calor absorbido por esta corriente será el siguiente:

$$Q_{\text{absorbido}} = \left(\frac{93,667}{3600}\right) \cdot 1970 \cdot (248,1 - 194,55) + \left(\frac{2,693}{3600}\right) \cdot 1,276 \cdot 10^5 = 2840,01 \text{ J/s}$$

Por tanto, suponiendo que no existen pérdidas energéticas, se puede aplicar la ecuación [AII-2.8], por lo cual:

$$Q_{\text{intercambiado}} = Q_{\text{absorbido}} = 2840,01 \text{ J/s}$$

### ✓ *Cálculo de la temperatura de salida del aceite térmico*

En el caso del fluido calefactor, la ecuación a aplicar es igual que la utilizada para el cálculo del calor absorbido [AII-2.6]. Por tanto, despejando de esta relación la temperatura de salida del fluido, se obtiene lo siguiente<sup>1</sup>:

$$T_{\text{salida Therm.}} = T_{E \text{ Therm.}} - \frac{Q_{\text{cedido}}}{Cp \cdot W_{\text{Therm.}}} = 316 - \frac{2840,01}{2630 \cdot (400/3600)} \Rightarrow T_{\text{salida Therm.}} = 306,28 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Conocida esta temperatura, se facilitarán las propiedades del Therminol<sup>®</sup>66 a su temperatura media de operación:

<sup>1</sup> Para el cálculo de esta temperatura se ha tenido que tomar un valor de la capacidad calorífica del Therminol<sup>®</sup>66; este valor ha sido el correspondiente a la temperatura de 316 °C, para la cual vale Cp = 2630 J/Kg·°C.

<i>DATOS DEL THERMINOL®66</i>	
$T_{\text{media Therm.}} \text{ (}^\circ\text{C)}$	311,14
$\rho_{\text{Therm.}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	799,64
$\mu_{\text{Therm.}} \text{ (Pa}\cdot\text{s)}$	$3,89 \cdot 10^{-4}$
$K_{\text{Therm.}} \text{ (W/m}\cdot\text{K)}$	0,093

➤ **Cálculo de la temperatura media logarítmica**

A continuación, se hallará el incremento de temperatura, el cual, teniendo en cuenta que la disposición es en contracorriente, se calcula según la ecuación [AII-2.9]. Por tanto, se obtiene que:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(316 - 248,1) - (306,32 - 194,55)}{\ln \frac{(316 - 248,1)}{(306,32 - 194,55)}} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 88,00 \text{ }^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo de U**

Como siempre, U viene dado por la ecuación [AII-2.10]. Como siempre, se considerará la simplificación de que la resistencia a la transmisión de calor por conducción a través de la pared del tubo interno es despreciable. Ello significa que el término  $(x_w / k_w)(D_o / \bar{D}_L)$  de la ecuación anterior es nulo. Por tanto, la ecuación que se empleará será la ecuación [AII-2.11].

▪ **Cálculo de las dimensiones de los tubos**

Antes de hallar los coeficientes individuales de transmisión de calor, es preciso determinar los diámetros de los tubos interiores y de la carcasa externa para poder realizar el cálculo de los coeficientes individuales de transmisión de calor.

✓ *Cálculo del diámetro y espesor de los tubos*

El cálculo del diámetro de los tubos es preciso para calcular la velocidad del vapor y del líquido a través de ellos, valores que serán necesarios a la hora de hallar el coeficiente de transmisión de calor interno. Tomando como referencia una velocidad aproximada del vapor de 2 m/s, y teniendo en cuenta los diámetros de tubos posibles según el manual TEMA<sup>1</sup> (Tubular Exchanger Manufacturers Association), se han decidido las siguientes dimensiones de tubos:

<b><i>DIMENSIONES PARA LOS TUBOS INTERNOS</i></b>	
<i>DN</i>	<i>1¼</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,02753 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,00211 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,03175 m</i>
<i>BWG</i>	<i>14</i>

Para llegar a estas dimensiones, se ha tenido que establecer un número determinado de tubos, el cual puede ser variado después hasta ser ajustado según el área de intercambio necesaria. En principio, y teniendo en cuenta los cálculos posteriores, se va a estimar que el número de tubos sea  $N = 35$ .

Así pues, para conocer la velocidad del vapor a través de los tubos, es necesario saber el caudal volumétrico de vapor que circula por cada uno de ellos. Sabiendo que el caudal másico total de vapor es  $W_{\text{vapor cabeza}} = 2,688 \text{ Kg/h}$  y que la densidad del mismo, calculada en el apartado 2.7.3 del Anexo I del presente Proyecto, es  $\rho_{\text{vapor cabeza}} = 0,0197 \text{ Kg/m}^3$ , se puede calcular el caudal volumétrico de vapor por cada tubo de la siguiente manera:

$$Q_{v \text{ vapor cabeza}} = \left( \frac{2,688 / 3600}{0,0197} \right) = 0,038 \text{ m}^3 / \text{s} \Rightarrow Q_{v \text{ vapor cabeza / tubo}} = \frac{0,038}{35} = 1,082 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s}$$

<sup>1</sup> El manual de diseño Tema está preparado para llevar a cabo el diseño de intercambiadores superiores al que se va a diseñar en este proceso. No obstante, se intentará adecuar lo más posible a las dimensiones estandarizadas por este manual.

Por tanto, aplicando la ecuación [AII-2.12], y calculando la sección de un tubo según la ecuación [AII-2.14], la velocidad del vapor por los tubos es la siguiente:

$$V_{\text{vapor cabeza}} = \frac{1,082 \cdot 10^{-3}}{\frac{\pi \cdot 0,02753^2}{4}} \Rightarrow V_{\text{vapor cabeza}} = 1,817 \text{ m/s}$$

Por otro lado, la velocidad del líquido se calcula de la misma manera, sabiendo que  $W_{\text{alimen.}} = 93,667 \text{ Kg/h}$  y que la densidad del mismo es  $\rho_{\text{alimen.}} = 811,62 \text{ Kg/m}^3$  es la indicada anteriormente, se obtiene lo siguiente:

$$Q_{v \text{ a lim.}} = \left( \frac{93,667 / 3600}{811,62} \right) = 3,206 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3 / \text{s} \Rightarrow Q_{v \text{ a lim.} / \text{tubo}} = \frac{3,206 \cdot 10^{-5}}{35} = 9,159 \cdot 10^{-7} \text{ m}^3 / \text{s}$$

Por tanto:

$$V_{a \text{ lim.}} = \frac{9,159 \cdot 10^{-7}}{\frac{\pi \cdot 0,02753^2}{4}} \Rightarrow V_{a \text{ lim.}} = 0,0015 \text{ m/s}$$

Como se puede observar, el diámetro elegido hace que la velocidad del líquido sea muy baja, lo cual es lógico si se pretende que éste descienda en película por la pared interna de los tubos. Por otro lado, los problemas de obstrucción por polimerización del aceite se eliminan, sobre todo si se establece un protocolo de limpieza de los mismos. Adicionalmente, la pérdida de carga será baja, debido al bajo impedimento que encuentra el fluido tanto líquido como vapor a su paso por los tubos.

✓ *Cálculo del diámetro de la carcasa*

El diámetro de la carcasa depende del número de tubos que finalmente contenga el equipo y del pitch, es decir, la distancia entre centros de tubos. Para realizar los cálculos se comenzará tomando un diámetro estándar de carcasa, que puede ser 12 in, es decir,  $D_o = 0,3048 \text{ m}$ . Finalmente, se comprobará si este diámetro supuesto es o no el adecuado, volviendo a recalcular los resultados si es necesario.

▪ Cálculo de  $h_i$  (del lado de los tubos)

Teniendo en cuenta que el proceso que ocurre en el desodorizador es la evaporación de un fluido en el interior de tubos verticales, para el cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor producido en el interior de dichos tubos, se ha recurrido a la ecuación de Davis y David, que viene dada por la siguiente relación empírica:

$$\frac{h_i \cdot D_i}{K_l} = 0,06 \left( \frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0,28} \cdot \left( \frac{D_i \cdot G^*}{\mu_l} \right)_x^{0,87} \cdot \text{Pr}^{0,4} \quad [\text{AII-7.8}]^1$$

donde:

- $h_i$ : Coeficiente de transmisión de calor promedio.
- $D_i$ : Diámetro interno.
- $K_l$ : Conductividad térmica del líquido.
- $\rho_l, \rho_v$ : Densidad del líquido y del vapor.
- $G^*$ : Flujo másico por superficie. Este parámetro se calculará como el producto de la densidad del líquido por su densidad.
- $\mu_l$ : Viscosidad del líquido.
- $x$ : Título del vapor; se define como la relación entre la cantidad de masa de vapor saturado y la cantidad total de fluido líquido y vapor. Este título toma el valor 0 al entrar en el intercambiador y va subiendo a medida que se va produciendo vapor, es decir, a medida que el fluido desciende por los tubos. De la ecuación anterior, el término  $(D_i \cdot G^* / \mu_l)$  depende de este parámetro.
- $\text{Pr}$ : Número de Prandl.

La ecuación propuesta es válida para un flujo de dos fases en el interior de un tubo y siempre que el líquido humedezca la superficie interior del mismo, es decir, cuando se esté en lo que se denomina régimen de película anular, donde se cumple además que  $x \leq 0,9$ .

<sup>1</sup> E.J. Davis y M.M. David, "Two-Phase Gas-Liquid Convection Heat Transfer". I. and E.C. Fundamentals, vol.3, pp. 111-118, 1964.



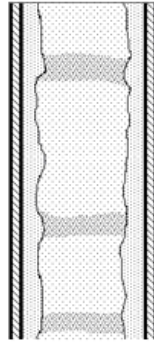


Fig. AII-7.1 Régimen de película anular

Por lo tanto, en este caso es preciso comprobar si el título del vapor cumple con la condición anterior. Para ello, se calculará el máximo título del vapor que se puede dar en este equipo, de manera que:

$$x = \frac{\text{Vapor}}{\text{Líquido} + \text{Vapor}} = \frac{\text{Cabeza}}{A \text{ lim ent.}} = \frac{2,687}{93,667} \Rightarrow x = 0,0287 \cong 0,03 < 0,9 \Rightarrow \text{Rég. Anular}$$

Como se puede deducir, el título del vapor asciende desde cero hasta 0,03, que es un valor muy pequeño debido a la baja cantidad de vapor producida. Pues bien, para el cálculo del coeficiente  $h_i$  es necesario calcular un valor promedio entre el coeficiente correspondiente al título de vapor  $x = 0$  y el coeficiente para  $x = 0,03$ . Entre ambos títulos, la diferencia radica en el valor que toman  $G^*$  y  $\mu_1$ .

➔ Para  $x = 0$

Cuando el título de vapor toma el valor cero, las propiedades que se evalúan son las del líquido, puesto que no hay vapor, por tanto:

$$V_{\text{líquido (alim.)}} = 0,002 \text{ m/s} \text{ y } \rho_{\text{líquido (alim.)}} = 811,62 \text{ Kg/m}^3$$

Entonces:

$$G^* = \rho_{\text{líquido}} \cdot V_{\text{líquido}} = 811,62 \cdot 0,0015 = 1,249 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Por otro lado, la viscosidad será  $\mu_{\text{líq.}} = 2,85 \cdot 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ .

Por tanto, aplicando la ecuación [AII-7.8], el coeficiente de transmisión de calor toma el siguiente valor:

$$h_{i,x=0} = \frac{0,159}{0,02753} \cdot 0,06 \cdot \left( \frac{811,62}{0,0197} \right)^{0,28} \cdot \left( \frac{0,02753 \cdot 1,249}{2,85 \cdot 10^{-5}} \right)_{x=0}^{0,87} \cdot \left( \frac{1970 \cdot 2,85 \cdot 10^{-5}}{0,159} \right)^{0,4} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow h_{i,x=0} = 2146,56 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➔ Para  $x = 0,03$

A continuación, para evaluar las propiedades considerando este título de vapor, se tomarán las medias ponderadas de las del líquido y el vapor, de manera que:

$$V_{x=0,03} = (1-0,03) \cdot V_{\text{líquido (alim.)}} + 0,03 \cdot V_{\text{vapor}} = 0,97 \cdot 0,0015 + 0,03 \cdot 1,817 = 0,056 \text{ m/s}$$

$$\rho_{x=0,03} = (1-0,03) \cdot \rho_{\text{líquido (alim.)}} + 0,03 \cdot \rho_{\text{vapor}} = 0,97 \cdot 811,62 + 0,03 \cdot 0,0197 = 787,27 \text{ Kg/m}^3$$

Por tanto:

$$G^* = \rho_{x=0,03} \cdot V_{x=0,03} = 0,056 \cdot 787,27 = 44,09 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Por otro lado, teniendo en cuenta que la viscosidad del vapor es  $\mu_{\text{vapor}} = 5,914 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ , se tiene que:

$$\mu_{x=0,03} = (1-0,03) \cdot \mu_{\text{líquido (alim.)}} + 0,03 \cdot \mu_{\text{vapor}} = 0,97 \cdot 2,85 \cdot 10^{-5} + 0,03 \cdot 5,914 \cdot 10^{-6} = 2,785 \cdot 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

Por tanto, aplicando la ecuación [AII-7.8], se obtiene que el coeficiente de transmisión de calor es el siguiente:

$$h_{i,x=0,03} = \frac{0,159}{0,02753} \cdot 0,06 \cdot \left( \frac{811,62}{0,0197} \right)^{0,28} \cdot \left( \frac{0,02753 \cdot 44,09}{2,785 \cdot 10^{-5}} \right)_{x=0,03}^{0,87} \cdot \left( \frac{1970 \cdot 2,85 \cdot 10^{-5}}{0,159} \right)^{0,4} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow h_{i,x=0,03} = 48688,87 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Finalmente, se obtiene que el coeficiente de transmisión de calor interno medio es:

$$h_{i, \text{medio}} = (2146,56 + 48688,87)/2 \Rightarrow h_{i, \text{medio}} = 25417,71 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

▪ Cálculo de  $h_e$  (del lado de la carcasa)

Para el cálculo del coeficiente de transmisión de calor externo se va a emplear la ecuación de Donohue [AII-5.14].

El flujo másico por unidad de área  $G_e = W_{\text{Therm.}}/S$ , donde S es la superficie útil de la carcasa, es:

$$G_e = \frac{(400/3600)}{\pi \cdot \frac{(0,3048^2 - 35 \cdot 0,03175^2)}{4}} = 2,455 \text{ Kg/s} \cdot \text{m}^2$$

Por otro lado, hay que calcular la viscosidad del fluido a la temperatura de pared. Esta temperatura se calcula según la ecuación [AII-2.17], siendo el signo positivo por tratarse del calentamiento del fluido interno. Como esta temperatura de pared depende de  $\Delta T_i$ , que a su vez depende, entre otros factores, del coeficiente individual de transmisión de calor externo, se tendrá que calcular éste por iteración. Así pues, primero se supondrá una temperatura de pared con la cual se hallará la viscosidad del fluido a esa temperatura, pudiendo obtener un valor de  $h_e$ . A continuación, se calculará  $\Delta T_i$  y se recalculará la temperatura de pared: si ésta coincide con la supuesta, el valor de  $h_e$  calculado será el correcto, pero si no es así se deberá repetir todo el proceso suponiendo ahora la temperatura de pared obtenida en el último cálculo.

Tras varias iteraciones, se llega a que  $\Delta T_i = 0,044 \text{ °C}$ ,  $T_w = 221,37 \text{ °C}$  y  $\mu_w \text{ Therm.} = 7,10 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ .

Finalmente, despejando  $h_e$  de la ecuación [AII-5.14] y sustituyendo datos, se llega al siguiente resultado:

$$h_e = \left( \frac{0,093}{0,3048} \right) \cdot 0,2 \cdot \left( \frac{0,3048 \cdot 2,455}{3,89 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,6} \cdot \left( \frac{2613,8 \cdot 3,89 \cdot 10^{-4}}{0,093} \right)^{0,3} \cdot \left( \frac{3,89 \cdot 10^{-4}}{7,10 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,14} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow h_e = 10,76 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

▪ Factores de ensuciamiento

En este caso, el coeficiente de ensuciamiento del aceite a desodorizar es el mismo que se ha tomado hasta ahora, es decir,  $h_{di} = 333,33 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ . Por otro lado, según la tabla de resistencias por ensuciamiento mostrada en la tabla AII-2.2 de este Anexo II, se puede estimar que el valor del coeficiente referente al ensuciamiento provocado por el aceite térmico es  $h_{de} = 1000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ .

En este momento, ya se está en disposición de calcular el coeficiente global de transmisión de calor. Sustituyendo datos en la ecuación [AII-2.11], se llega al siguiente valor de U:

$$U_o = \frac{1}{(0,03175 / 0,02753 \cdot 333,33) + (0,03175 / 0,02753 \cdot 25417,71) + (1 / 10,76) + (1 / 1000)} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow U_o = 10,26 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ Cálculo del área de intercambio A y de la longitud del intercambiador

Finalmente, sólo queda aplicar la ecuación de diseño [AII-2.5] para calcular el área y, por tanto, la longitud del intercambiador. Pues bien, despejando el área de intercambio de calor y sustituyendo los datos calculados, se obtiene que:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{2840,01}{10,26 \cdot 88,00} \Rightarrow A = 3,146 \text{ m}^2$$

Para averiguar si el número de tubos supuestos en un principio es correcto, se debe suponer una longitud. Se ha decidido que ésta sea de 3 ft, es decir,  $L_{\text{tubos}} = 0,9144$  m. ello quiere decir que el área de un tubo será:

$$A_{\text{tubo}} = \pi \cdot D_e \cdot L_{\text{tubo}} = \pi \cdot 0,03175 \cdot 0,9144 = 0,0912 \text{ m}^2$$

Por tanto, el número de tubos necesarios para realizar el intercambio de calor requerido es:

$$N = A_{\text{total}}/A_{\text{tubo}} = 3,146/0,0912 \Rightarrow N = \mathbf{34,49 \text{ tubos}}$$

➤ **Dimensionamiento del equipo desodorizador**

✓ ***Disposición y espaciado entre tubos. Número definitivo de tubos***

Se ha decidido que la disposición de los tubos sea cuadrada, como refleja la siguiente figura:

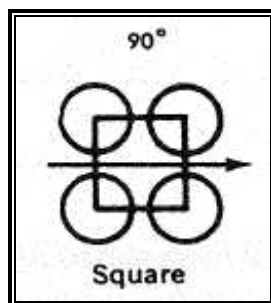
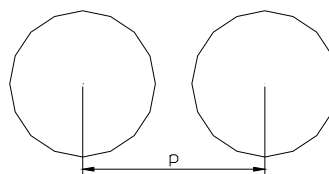


Fig AII-7.2 Disposición de los tubos

Esta disposición facilitará la limpieza exterior de los tubos y de la carcasa, de ahí su elección.

Por otro lado, es necesario definir el pitch, es decir, la distancia comprendida entre centro y centro de cada tubo. Según el manual TEMA, al tratarse de un intercambiador tipo B, es decir, destinado a procesos químicos, el pitch debe comprender una distancia mínima de 1,25 veces el diámetro exterior de los tubos. Por tanto, esta distancia será:

$$p = 1,25 \cdot 0,03175 = 0,0397 \text{ m} \Rightarrow p = 39,7 \text{ mm}$$



Teniendo en cuenta la distribución planteada y el diámetro interno de la carcasa, es posible introducir dos tubos adicionales, quedando una distancia mínima entre el diámetro interno de la carcasa y el externo del tubo más cercano de 10,5 mm. De esta manera, un corte transversal del intercambiador tendría el aspecto de la siguiente figura:

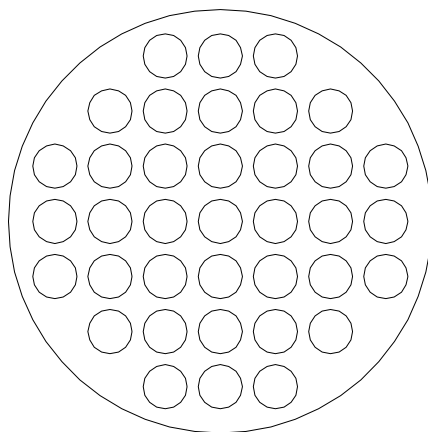


Fig. AII-7.3 Corte transversal del intercambiador vertical

Como se puede observar en la figura, hay **37 tubos** en total, distribuidos de la siguiente manera: cinco filas con cinco tubos cada una, sumando así veinticinco tubos, y los doce restantes se repartidos de tres en tres alrededor de los demás.

#### ✓ *Parte superior*

Como ya se ha comentado, la longitud de intercambio de calor de los tubos es 0,9144 m. Sin embargo, estos tubos sobresalen una determinada distancia por encima de la chapa atravesada por ellos y que separa físicamente el aceite a desodorizar y el fluido calefactor, con la idea de que el líquido rebose por dichos tubos y descienda por las paredes internas de los mismos. Asemejando la distancia comentada con la altura del derramadero de una columna de destilación, se ha decidido tomar un valor de  $h_{rebose} =$

**0,025 m.** Ello quiere decir, que la longitud total de los tubos será  $0,9144 + 0,025 = 0,9394$  m.

Por otro lado, se ha decidido que la cabeza sea de tipo elipsoidal, por lo que sus dimensiones, calculadas como en todos los depósitos diseñados, son las siguientes:

$$D_{\text{cabeza elip.}} = D_{\text{carcasa}} = 0,3048 \text{ m}$$

$$H_{\text{elipsoidal}} = 0,0762 \text{ m}$$

Si se ha decidido que la altura desde la chapa atravesada por los tubos hasta el punto más alto de la cabeza elipsoidal sea de 0,30 m, la altura de la carcasa desde la chapa citada hasta la base de la cabeza tendrá que ser  $0,30 - 0,0762$ , es decir, ***H<sub>virola (parte superior)</sub> = 0,2238 m.***

#### ✓ *Parte inferior*

El extremo de los tubos opuesto a la entrada de aceite finaliza en otra chapa agujereada, encargada de separar físicamente el aceite térmico del aceite ya desodorizado.

Como se comentó en la Memoria de este Proyecto, es conveniente mantener el aceite a elevada temperatura durante un tiempo de residencia para provocar aquellas reacciones que, dándose después, es decir, fuera ya del proceso, producirían la rancidez del producto. Se estima que sería suficiente un tiempo de residencia de 15 minutos. Teniendo en cuenta esta premisa, se calculará el volumen de la parte inferior del equipo.

$$W_{\text{colas}} = 90,985 \text{ Kg/h}$$

$$\rho_{\text{aceite}} (T^a = 248,1 \text{ }^\circ\text{C}) = 799,09 \text{ Kg/m}^3$$

Por tanto:

$$Q_{v \text{ colas}} = \frac{(90,985 / 3600)}{799,09} = 3,163 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

De esta manera, el volumen necesario sería:

$$V_{\text{inferior}} = \tau \cdot Q_{\text{v colas}} = (15 * 60) \cdot 3,163 \cdot 10^{-5} = 0,028 \text{ m}^3$$

Tomando un factor de exceso de 1,3, el volumen sería  $1,3 \cdot 0,028 = 0,040 \text{ m}^3 = 40$  Litros. Teniendo este volumen como referencia, se calculará la altura adicional inferior de la carcasa sabiendo que el fondo también será de tipo elipsoidal.

Si el volumen del fondo elipsoidal, calculado como ya se viene haciendo en el diseño de los depósitos, es  $0,007 \text{ m}^3$ , entonces el de la parte inferior de la virola ha de ser  $0,040 - 0,007$ , es decir,  $0,032 \text{ m}^3$ . De esta manera, despejando la altura de la fórmula del volumen de un cilindro, se obtiene que  $H_{\text{virola (parte inferior)}} = 0,41 \text{ m}$ .

#### ✓ *Altura total del equipo*

Finalmente, la altura total del equipo falling-film es la suma de las alturas superior e inferior de la carcasa y de la longitud de intercambio de calor calculada anteriormente. Por tanto:

$$H_{\text{TOTAL}} = 0,30 + 0,41 + 0,9144 \Rightarrow H_{\text{TOTAL}} = 1,70 \text{ m}$$

#### ✓ *Inyección de vapor*

Para inyectar el vapor se ha decidido introducir por la parte inferior del equipo un tubo ciego de 1/8 in de DN con tres orificios, con el fin de que el vapor se reparta por toda la mezcla inferior y ascienda en la misma cantidad por todos los tubos.

#### ➤ Comprobaciones mecánicas

Al estar el equipo sometido a un alto vacío (3 mbar) y a alta temperatura, es necesario comprobar que es capaz de soportar tales condiciones. Lógicamente y como siempre, el material de construcción de este equipo es el acero inoxidable 316, cuyas



propiedades a la temperatura de diseño, es decir, 340 °C (se recuerda que la temperatura de entrada del aceite térmico es de 316 °C), son las siguientes:

<i>Tensión máxima admisible, S (psi)</i>	<b>16700</b>
<i>Límite elástico, (psi)</i>	<b>30000</b>
<i>Factor de eficiencia de soldadura<sup>52</sup>, E</i>	<b>0,8</b>

#### ✓ *Comprobación mecánica de la carcasa*

Se considerará que la totalidad de la carcasa está sometida al vacío de operación. Para proceder a las comprobaciones pertinentes, es necesario por un lado, saber que la presión de diseño en recipientes sometidos a presión externa es de 15 psi, y por otro, partir de un espesor determinado de pared, el cual será el mínimo comercial, es decir, 0,00635 m = 0,25 in ( $\Rightarrow D_{e \text{ carcasa}} = 0,3175 \text{ m} = 12,5 \text{ in}$ ).

#### ▪ *Virola*

Para realizar la comprobación en la virola, se han de seguir los mismos pasos que para el caso del mezclador de tierras o el depósito de decoloración:

1° Primeramente, se comprueba que  $D_o/t \geq 10$ . En este caso,  $D_o/t = 0,3175/0,0064 = 50 > 10$  (dimensiones dadas en m).

2° Se calculará la relación  $L/D_e$ , donde  $L = H_{\text{TOTAL}}$  (situación más desfavorable). En este caso,  $L/D_e = 1,70/0,3175 = 5,34$ .

3° Llevando los valores de  $D_o/t$  y  $L/D_e$  a la gráfica de la figura AII-5.4, se calculará el parámetro A. En este caso,  $A = 0,0005$ .

4° Con el valor de A y sabiendo que la temperatura de diseño es 340 °C = 644 °F, se calculará el parámetro B según la gráfica de la figura AII-5.5. En este caso,  $B = 6000$ .

<sup>52</sup> Se considerará soldadura a tope.

5° A continuación, se calcula la presión externa máxima admisible, de manera que:

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_e / t)} = \frac{4 \cdot 6000}{3 \cdot 50} = 160 \text{ psi}$$

6° Finalmente, se compara el valor de la presión calculada con la de diseño. Como  $P_d = 15 \text{ psi} < P_a$ , entonces se puede asegurar que el espesor tomado para la virola es adecuado.

▪ *Cabeza y fondo elipsoidales*

El espesor requerido en este caso será el mayor de los siguientes:

- El espesor calculado por las fórmulas dadas para presión interna usando una presión de diseño 1,67 veces la presión externa y una eficiencia de junta de  $E = 1$ . de esta manera, se obtiene que:

$$t = \frac{1,67 \cdot P \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = \frac{1,67 \cdot 15 \cdot 12}{2 \cdot 16700 \cdot 1 - 0,2 \cdot 1,67 \cdot 15} = 0,0090 \text{ in}$$

- El espesor comprobado por la fórmula  $P_a = \frac{B}{(R_o / t)}$ , en la cual  $R_o = 0,9 \cdot D_e$  y B se calcula a partir de la gráfica de la figura AII-5.5 y el valor de A, que viene dado por  $A = \frac{0,125}{(R_o / t)}$ . Por tanto, los cálculos suponiendo el menor espesor comercial, es decir, 0,25 in, son los siguientes:

$$A = \frac{0,125}{(R_o / t)} = \frac{0,125}{(0,9 \cdot 12,5 / 0,25)} = 0,0028$$

Con el valor de A y sabiendo que la temperatura de diseño es  $340 \text{ °C} = 644 \text{ °F}$ ,  $B = 11200$ .

$$\text{Por tanto, } P_a = \frac{11200}{(0,9 \cdot 12,5 / 0,25)} = 248,89 \text{ psi} \gg \text{ Presión de diseño. Por}$$

tanto, el espesor de 0,25 in es adecuado para la cabeza elipsoidal.

Obviamente, de los dos espesores se tomará el mayor, es decir, 0,25 in.

Por tanto, según las comprobaciones realizadas, las dimensiones de la carcasa son adecuadas para soportar las condiciones de diseño.

#### ✓ *Comprobación mecánica de los tubos*

Para realizar esta comprobación, se debe comenzar de la misma manera que para el caso de la carcasa:

1° Primeramente, se comprueba si  $D_o/t \geq 10$ . En este caso,  $D_o/t = 0,03175/0,00211 = 15,05 > 10$ .

2° Se calculará la relación  $L/D_e$ , donde  $L = L_{\text{tubos}}$ . En este caso,  $L/D_e = 0,9394/0,03175 = 29,59$ .

3° Llevando los valores de  $D_o/t$  y  $L/D_e$  a la gráfica de la figura AII-5.4, se calculará el parámetro A. En este caso,  $A = 0,005$ .

4° Con el valor de A y sabiendo que la temperatura de diseño es  $340 \text{ °C} = 644 \text{ °F}$ , se calculará el parámetro B según la gráfica de la figura AII-5.5. En este caso,  $B = 11000$ .

5° A continuación, se calcula la presión máxima externa admisible, de manera que:

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_e / t)} = \frac{4 \cdot 11000}{3 \cdot 15,05} = 974,70 \text{ psi}$$

6° Finalmente, se compara el valor de la presión calculada con la de diseño. Como  $P_d = 15 \text{ psi} < P_a$ , entonces se puede asegurar que el espesor tomado para la virola es adecuado.

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de la pared externa del equipo, es necesario aislarlo térmicamente con un aislante adecuado. Para ello, se empleará fibra de vidrio, por ser el material más económico. Como se trata de aislar un equipo de 12,5 in de diámetro y se llegan a alcanzar temperaturas comprendidas entre 300 y 350 °C de temperatura, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>48</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>152</i>

➤ **Sustentación**

La sustentación de este equipo se realizará mediante su apoyo sobre patas. El tipo y las dimensiones de estos soportes correrán a cargo del fabricante y serán función de las dimensiones del desodorizador y del peso del líquido.

### 7.3.3. Cálculo y diseño del economizador 1

En este primer economizador se va a producir un primer enfriamiento de la corriente de salida de interés del desodorizador para calentar la corriente de entrada al mismo equipo. Este calentador-refrigerador, al igual que otros cambiadores de calor, consiste en un intercambiador de calor de tubos concéntricos, por cuya conducción

interior circulará el aceite más caliente, es decir, el aceite desodorizado, y por cuya conducción exterior circulará el aceite más frío, que, como ya se ha comentado, será el de alimentación al desodorizador.

Por tanto, se tiene la siguiente información:

ACEITE DESODORIZADO	ACEITE ALIMENTACIÓN DESODORIZADOR
$W_{ac-des.} = 90,979 \text{ Kg/h}$	$W_{ac-alim.} = 93,667 \text{ Kg/h}$
$T_{entrada} = 250 \text{ }^{\circ}\text{C}$	$T_{entrada} = 90 \text{ }^{\circ}\text{C}$
	$T_{salida} = 165 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Antes de pasar a los cálculos de diseño, se aportarán los datos necesarios para ello<sup>53</sup>:

<i>DATOS DEL ACEITE ALIMENTACIÓN DESODORIZADOR</i>	
$T_{media \text{ ac-alim. (}^{\circ}\text{C)}$	127,5
$\rho_{ac-alim. (\text{Kg/m}^3)$	855,53
$Cp_{ac-alim. (\text{J/Kg}\cdot^{\circ}\text{C)}$	1970
$\mu_{ac-alim. (\text{Pa}\cdot\text{s)}$	0,0012
$K_{ac-alim. (\text{J/m}\cdot\text{s}\cdot^{\circ}\text{C)}$	0,162

Para poder determinar las propiedades del aceite desodorizado a su temperatura media, es necesario conocer la temperatura de salida del intercambiador, por lo que se facilitarán más adelante.

Como siempre, para el diseño de los intercambiadores de calor se parte de la ecuación de diseño de transmisión de calor, [AII-2.5], donde el objetivo de cálculo también es el área de intercambio de calor.

<sup>53</sup> Los datos se facilitan a la temperatura media del fluido.

➤ **Cálculo del calor intercambiado**

El calor absorbido por la corriente de aceite frío y, por tanto el calor intercambiado, viene dado por la ecuación [AII-2.6], por lo que:

$$Q_{\text{absorbido}} = \left( \frac{93,667}{3600} \right) \cdot 1970 \cdot (165 - 90) = 3844,25 \text{ J/s}$$

Por tanto, suponiendo que no existen pérdidas por disipación del calor, se puede aplicar la ecuación [AII-2.8], por lo cual:

$$Q_{\text{intercambiado}} = Q_{\text{cedido}} = 3844,25 \text{ J/s}$$

✓ *Cálculo de la temperatura de salida del aceite desodorizado*

En este caso, la ecuación a aplicar es igual que la utilizada para el cálculo del calor absorbido [AII-2.6]. Por tanto, despejando de esta relación la temperatura de salida del aceite, se obtiene lo siguiente:

$$T_{\text{salida ac-des.}} = T_{E \text{ ac-des.}} - \frac{Q_{\text{cedido}}}{Cp \cdot W_{\text{ac-des.}}} = 250 - \frac{3844,25}{1970 \cdot (90,979/3600)} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow T_{\text{salida ac-des.}} = 172,78 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Conocida esta temperatura, se facilitarán las propiedades del aceite desodorizado a la temperatura media:

<i>DATOS DEL ACEITE DESODORIZADO</i>	
$T_{\text{media ac-des.}} \text{ (} ^\circ\text{C)}$	211,39
$\rho_{\text{ac-des.}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	816,27
$Cp_{\text{ac-des.}} \text{ (J/Kg}\cdot\text{K)}$	1970
$\mu_{\text{ac-des.}} \text{ (Pa}\cdot\text{s)}$	$4,24 \cdot 10^{-5}$
$K_{\text{ac-des.}} \text{ (W/m}\cdot\text{K)}$	0,159

➤ **Cálculo de la temperatura media logarítmica**

A continuación, se hallará el incremento de temperatura, el cual, teniendo en cuenta que la disposición es en contracorriente, se calcula según la ecuación [AII-2.9]. Por tanto, se obtiene que:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(250 - 165) - (172,78 - 90)}{\ln \frac{(250 - 165)}{(172,78 - 90)}} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 83,89 \text{ } ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo de U**

Como siempre, U viene dado por la ecuación [AII-2.10]. Al igual que entonces, se considerará la simplificación de que la resistencia a la transmisión de calor por conducción a través de la pared del tubo interno es despreciable. Ello significa que el término  $(x_w / k_w)(D_o / \bar{D}_L)$  de la ecuación anterior es nulo. Por tanto, la ecuación que se empleará será la ecuación [AII-2.11].

▪ **Cálculo de las dimensiones de los tubos**

Antes de hallar los coeficientes individuales de transmisión de calor, es preciso determinar los diámetros y espesores de los tubos que forman el intercambiador.

✓ ***Cálculo de las dimensiones del tubo interno***

Para el cálculo del diámetro del tubo interno, por el cual circula el aceite desodorizado, se hará uso de la relación [AII-2.12].

Para el cálculo del caudal volumétrico, se empleará la ecuación [AII-2.13]. Despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_{v \text{ ac-des.}} = \frac{(90,979 / 3600)}{816,27} \Rightarrow Q_{v \text{ ac-des.}} = 3,096 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

En principio, se supondrá una velocidad del aceite de 0,06 m/s. Por tanto, aplicando la ecuación [AII-2.12], expresando la sección según la ecuación [AII-2.14] y despejando el diámetro, se obtiene lo siguiente:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,096 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 0,06}} \Rightarrow D = 0,026 \text{ m}$$

Éste sería el diámetro mínimo necesario para el caudal y la velocidad impuesta. A continuación, se tomará un diámetro estándar con su correspondiente espesor. Este diámetro se corresponderá con el siguiente valor más próximo al calculado de los diámetros estándar de tuberías. De esta manera, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo interno del intercambiador:

<b>DIMENSIONES PARA EL TUBO INTERNO</b>		
<i>DN</i>	<i>I</i>	
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>1,097 in</i>	<i>0,028 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,109 in</i>	<i>0,003 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,315 in</i>	<i>0,033 m</i>

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del aceite a través de la conducción interna. Así, despejando la velocidad de la ecuación [AII-2.12] y expresando la sección según la ecuación [AII-2.14], se obtiene que:

$$V_{ac-dec.} = \frac{4 \cdot 3,096 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 0,028^2} \Rightarrow V_{ac-dec.} = 0,051 \text{ m/s}$$

✓ *Cálculo de las dimensiones del tubo externo*

Previamente, es necesario calcular el caudal volumétrico que circula por esta conducción, lo cual se realizará aplicando la ecuación [AII-2.13], es decir:

$$Q_{v \text{ ac-a lim.}} = \frac{(93,667 / 3600)}{855,53} \Rightarrow Q_{v \text{ ac-alim.}} = 3,04 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$



En cuanto a la velocidad, se estimará el valor de 0,15 m/s. De esta manera, la sección correspondiente según la ecuación [AII-2.12] sería:

$$S = \frac{3,04 \cdot 10^{-5}}{0,15} = 2,03 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

Como la sección por la que circula el aceite de alimentación es anular, se calcularía según la ecuación [AII-2.15]. Por tanto, el diámetro interior de esta conducción:

$$D_{i.e.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,03 \cdot 10^{-4}}{\pi} + 0,033^2} \Rightarrow D_{i.e.} = 0,037 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta el diámetro calculado, se tomará uno estándar con su correspondiente espesor. Así, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo exterior:

<b>DIMENSIONES PARA EL TUBO EXTERNO</b>		
<i>DN</i>	<i>1½</i>	
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>1,682 in</i>	<i>0,043 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,109 in</i>	<i>0,003 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,9 in</i>	<i>0,048 m</i>

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del fluido, por tanto:

$$V_{ac-a \text{ lim}} = \frac{3,04 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot \frac{(0,043^2 - 0,033^2)}{4}} \Rightarrow V_{ac-alim.} = 0,055 \text{ m/s}$$

▪ Cálculo de  $h_i$

El cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor interno se calculará mediante la ecuación de Ditus y Boelter [AII-6.2], donde  $n = 0,3$  por ser enfriado el líquido interior.

- Cálculo del número de Reynolds:

$$Re = \frac{816,27 \cdot 0,051 \cdot 0,028}{4,24 \cdot 10^{-5}} \Rightarrow Re = 27251,53$$

- Cálculo del número de Prandl

$$Pr = \frac{1970 \cdot 4,24 \cdot 10^{-5}}{0,159} \Rightarrow Pr = 0,525$$

Por tanto, despejando el coeficiente de transmisión de calor de la ecuación [AII-6.2], resulta lo siguiente:

$$h_i = \frac{0,159}{0,028} \left( 0,023 \cdot (27251,53)^{0,8} (0,525)^{0,3} \right) \Rightarrow h_i = 382,47 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

▪ Cálculo de  $h_e$

Para el cálculo del coeficiente individual externo,  $h_e$ , se empleará la expresión de Donohue, [AII-5.14].

El flujo másico por unidad de área  $G_e = W_{ac-alim.}/S$ , donde  $S$  se calcula según la expresión [AII-2.15], es:

$$G_e = \frac{(93,667 / 3600)}{\pi \cdot \frac{(0,043^2 - 0,033^2)}{4}} = 46,68 \text{ Kg/s} \cdot \text{m}^2$$

Por otro lado, hay que calcular la viscosidad del fluido a la temperatura de pared. Esta temperatura se calcula según la ecuación [AII-2.17], siendo el signo negativo por tratarse del enfriamiento del fluido interno. Como esta temperatura de pared depende de  $\Delta T_i$ , que a su vez depende, entre otros factores, del coeficiente individual de transmisión de calor externo, se tendrá que calcular éste por iteración. Así pues, primero se supondrá una temperatura de pared con la cual se hallará la viscosidad del fluido a esa temperatura, pudiendo obtener un valor de  $h_e$ . A continuación, se calculará  $\Delta T_i$  y se recalculará la temperatura de pared: si ésta coincide con la supuesta, el valor de  $h_e$  calculado será el correcto, pero si no es así se deberá repetir todo el proceso suponiendo ahora la temperatura de pared obtenida en el último cálculo.

Tras varias iteraciones, se llega a que  $\Delta T_i = 33,50 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $T_w = 177,9 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $\mu_w = 1,61 \cdot 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ .

Finalmente, despejando  $h_e$  de la ecuación [AII-2.14] y sustituyendo datos, se llega al siguiente resultado:

$$h_e = \left( \frac{0,162}{0,033} \right) \cdot 0,2 \cdot \left( \frac{0,033 \cdot 46,68}{0,0012} \right)^{0,6} \cdot \left( \frac{1970 \cdot 0,0012}{0,162} \right)^{0,3} \cdot \left( \frac{0,0012}{1,61 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,14} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow h_e = 212,07 \text{ W/m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{C}$$

▪ Factores de ensuciamiento

En este caso, al circular aceite tanto por el tubo interior como por el exterior, se tomará  $h_{di} = 333,33 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$  y  $h_{de} = 333,33 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ .

En este momento, ya se está en disposición de calcular el coeficiente global de transmisión de calor. Sustituyendo datos en la ecuación [AII-2.11], se llega al siguiente valor de U:

$$U_o = \frac{1}{(0,033 / 0,028 \cdot 333,33) + (0,033 / 0,028 \cdot 382,47) + (1 / 212,07) + (1 / 333,33)} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow U_o = 69,22 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo del área de intercambio A y de la longitud del intercambiador**

Finalmente, sólo queda aplicar la ecuación de diseño [AII-2.5] para calcular el área y, por tanto, la longitud del intercambiador. Pues bien, despejando el área de intercambio de calor y sustituyendo los datos calculados, se obtiene que:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{3844,25}{69,22 \cdot 83,89} \Rightarrow A = 0,662 \text{ m}^2$$

Por tanto, la longitud del cambiador de calor sería:

$$L_{\text{intercambiador}} = \frac{0,662}{\pi \cdot 0,033} \Rightarrow L_{\text{intercambiador}} = 6,31 \text{ m}$$

Finalmente, se ha decidido construir un intercambiador de 7 m, dividiéndolo en cuatro de 1,75 m. los cambios de sentido deberán realizarse con dos codos de 90° y un tramo recto que sirva de separación entre dos tramos largos.

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de la pared externa del cambiador, es necesario aislarlo térmicamente con un aislante adecuado. Para ello, se empleará fibra de vidrio, por ser el material más económico. Como se trata de aislar tuberías de 2 in de diámetro nominal y se alcanzan más de 150 °C de temperatura, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	80
<i>Espesor (mm)</i>	89

➤ **Sustentación**

Aunque no es objeto de este proyecto, es importante comentar que el cambiador de calor se montará sobre una estructura metálica que soporte cada uno de los tramos rectos del equipo.

### 7.3.4. Cálculo de la potencia de la resistencia eléctrica

El aceite a desodorizar debe ser calentado hasta la temperatura de  $194,55\text{ °C} \cong 195\text{ °C}$ , para lo cual se empleará una resistencia eléctrica. Sin embargo, durante la puesta en marcha de la planta, esta resistencia eléctrica debe ser capaz de llevar el aceite desde los  $90\text{ °C}$  con que llega de la etapa anterior hasta los  $195\text{ °C}$  anteriormente citados. Por tanto, se procederá al cálculo de la potencia necesaria para ello.

Para el cálculo de la potencia mínima que debe tener la resistencia para conseguir el calentamiento deseado, lo primero es saber qué flujo de calor es el que hay que aportar. De esta manera, sabiendo que:

$$W_{\text{aceite}} = 93,667\text{ Kg/h}$$

$$C_{p_{\text{aceite}}} = 1970\text{ J/Kg}\cdot\text{°C}$$

$$T_{\text{inicial}} = 90\text{ °C}$$

$$T_{\text{final}} = 195\text{ °C}$$

Entonces, el caudal de calor se calcula de la siguiente manera:

$$Q = W_{\text{aceite}} \cdot C_{p_{\text{aceite}}} \cdot (T_{\text{final}} - T_{\text{inicial}}) = (93,667 / 3600) \cdot 1970 \cdot (195 - 90) \Rightarrow Q = 5381,95\text{ J/s}$$

Para calcular el tiempo de calentamiento, se ha supuesto una longitud de intercambio de calor de 1 metro; sabiendo que la velocidad del aceite en este punto es de aproximadamente  $0,1\text{ m/s}$ , el tiempo se puede hallar como:

$$V = \frac{L}{t} \Rightarrow t = \frac{L}{V} = \frac{1}{0,06} \Rightarrow t = 16,7 \text{ segundos}$$

Por tanto, el calor aportado en ese tiempo será  $5381 \cdot 16,7 = 89700 \text{ J}$ .

A continuación, si se despeja la intensidad de la ley de Ohm y se sustituye en la ley de Joule, se obtiene que:

$$Q = I^2 \cdot R \cdot t \xrightarrow{I = \frac{V}{R}} Q = \left(\frac{V}{R}\right)^2 \cdot R \cdot t$$

Como la potencia eléctrica se define como  $P = V^2/R$ , sustituyendo en la ecuación anterior se obtiene que:

$$Q = P \cdot t$$

Luego, la potencia requerida para producir el calentamiento requerido es:

$$P = \frac{Q}{t} = \frac{89700}{16,7} = 5381,95 \text{ W} \Rightarrow P = 5,38 \text{ KW}$$

### 7.3.5. Diseño y dimensionamiento del condensador del vapor

Los vapores producidos en el equipo desodorizador han de ser condensados. Para ello, se empleará un sistema cambiador de tubos concéntricos, por cuyo tubo interior circularán los vapores a condensar y por cuya conducción externa circulará a contracorriente el agua de refrigeración.

Para el diseño del equipo, se parte de la siguiente información:

VAPORES	AGUA DE REFRIGERACIÓN
$W_{\text{vapor}} = 2,693 \text{ Kg/h}$	$T_{\text{entrada}} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$
$T_{\text{entrada}} = 248,2 \text{ }^\circ\text{C}$	

$T_{\text{salida}} = 43,8 \text{ }^{\circ}\text{C}$	
$P_{\text{vapor}} = 0,003 \text{ bar}$	

Para realizar los cálculos se realizarán básicamente dos suposiciones:

- La primera de ellas será considerar la totalidad de los vapores como agua, puesto que al tratarse del componente más volátil será el que complique la condensación. Esta consideración, por un lado, hará que el diseño se realice teniendo en cuenta la situación más desfavorable, asegurando la condensación de la masa de vapor real, y por otro, se facilitarán los cálculos al considerar sólo agua y no una mezcla de componentes para condensar.
- Por otro lado, se supondrá que el agua de refrigeración saldrá a una temperatura de  $20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Pues bien, teniendo en cuenta estos detalles, y antes de pasar a los cálculos de diseño, se aportarán los datos necesarios para ello<sup>54</sup>:

<i>DATOS DEL VAPOR DE AGUA (VAPORES)<sup>55</sup></i>	
$T_{\text{media vapor}} \text{ (}^{\circ}\text{C)}$	146
$\rho_{\text{agua líquida}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	1085,77
$\mu_{\text{agua líquida}} \text{ (Pa}\cdot\text{s)}$	$6,93 \cdot 10^{-4}$
$K_{\text{agua líquida}} \text{ (J/m}\cdot\text{s}\cdot^{\circ}\text{C)}$	0,635
$C_{p\text{agua}} \text{ (T}^{\circ}\text{ media)} \text{ (J/Kg}\cdot^{\circ}\text{C)}$	1917,77
$\lambda \text{ (J/Kg)}$	2441,14

<i>DATOS DEL AGUA DE REFRIGERACIÓN</i>	
$T_{\text{media}} \text{ (}^{\circ}\text{C)}$	17,5

<sup>54</sup> Los datos se facilitan a la temperatura media del fluido.

<sup>55</sup> Los datos del vapor corresponden al agua líquida, ya que el vapor se condensa.

$\rho_{\text{agua líquida}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	1115,39
$\mu_{\text{agua líquida}} \text{ (Pa}\cdot\text{s)}$	$1,871 \cdot 10^{-3}$
$K_{\text{agua líquida}} \text{ (W/m}\cdot\text{K)}$	0,591
$C_p \text{ (J/Kg}\cdot\text{K)}$	1859,68

Como siempre, se aplicará la ecuación general de diseño de transmisión de calor, [AII-2.5], donde el objetivo de cálculo será el área de intercambio.

➤ **Cálculo del calor intercambiado**

El calor cedido por la corriente a condensar es la suma del calor cedido hasta llegar a los 43 °C más el calor de condensación, por tanto, vendrá dado por la siguiente expresión:

$$Q_{\text{cedido vapor}} = W_{\text{vapor}} \cdot [C_{p \text{ vapor}} \cdot (T_{E \text{ condensador}} - T_{\text{saturación}}) + \lambda_{\text{vapor}}] \quad [\text{AII-7.9}]$$

Por tanto, sustituyendo los correspondientes en esta ecuación, se obtiene lo siguiente:

$$Q_{\text{cedido}} = \left( \frac{2,693}{3600} \right) \cdot [1917,77 \cdot (248,2 - 43,8) + 2441,14] = 295,06 \text{ J/s}$$

Por tanto, aplicando la ecuación [AII-2.8]:

$$Q_{\text{intercambiado}} = 295,06 \text{ J/s} = Q_{\text{absorbido}}$$

✓ *Cálculo del caudal de agua de refrigeración*

Aplicando para el agua de refrigeración la ecuación [AII-2.6] y sustituyendo datos, se puede calcular el caudal de agua de refrigeración necesario para absorber el calor cedido. Por tanto:



$$W_{\text{agua refriger.}} = \frac{295,06}{1859,68 \cdot (20 - 15)} \Rightarrow W_{\text{agua refriger.}} = 0,032 \text{ Kg/s}$$

➤ **Cálculo de la temperatura media logarítmica**

A continuación, se hallará el incremento de temperatura, el cual, teniendo en cuenta que la disposición es en contracorriente, se calcula según la ecuación [AII-2.9]. Sustituyendo datos, se obtiene que:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(248,2 - 20) - (43,8 - 15)}{\text{Ln} \frac{(248,2 - 20)}{(43,8 - 15)}} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 96,34 \text{ } ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo de U**

Como siempre, el coeficiente global de transferencia de materia, vendrá dado por la ecuación [AII-2.10].

Se considerará la simplificación de que la resistencia a la transmisión de calor por conducción a través de la pared del tubo interno es despreciable. Ello significa que el término  $(x_w / k_w) (D_o / \bar{D}_L)$  de la ecuación anterior es nulo. Por otro lado, teniendo en cuenta que por ambos conductos circula agua, se considerará despreciable la suciedad que pudieran causar en el interior de los tubos. Por tanto, la ecuación queda como citada anteriormente queda como la ecuación [AII-5.12], es decir:

$$U_o = \frac{1}{(D_o / D_i h_i) + (1 / h_o)}$$

▪ **Cálculo de las dimensiones de los tubos**

Antes de hallar los coeficientes individuales de transmisión de calor, es preciso calcular los diámetros y espesores de los tubos que forman el intercambiador.

✓ *Cálculo de las dimensiones del tubo interno*

Para el cálculo del diámetro del tubo interno, por el cual circula el vapor, se hará uso de la relación [AII-2.12].

Para el cálculo del caudal volumétrico, se empleará la ecuación [AII-2.13]. Despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_{v \text{ vapor.}} = \frac{(2,693 / 3600)}{1085,77} \Rightarrow Q_{v \text{ vapor.}} = 6,890 \cdot 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$$

En principio, se supondrá una velocidad del vapor de 0,1 m/s, al tratarse de un fluido viscoso. Por tanto, aplicando la ecuación [AII-2.12], expresando la sección según la ecuación [AII-2.14] y despejando el diámetro, se obtiene lo siguiente:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,890 \cdot 10^{-7}}{\pi \cdot 0,1}} \Rightarrow D = 0,003 \text{ m}$$

Éste sería el diámetro mínimo necesario para el caudal y la velocidad impuesta. A continuación, se tomará un diámetro estándar con su correspondiente espesor. Este diámetro se corresponderá con el siguiente valor más próximo al calculado de los diámetros estándar de tuberías. De esta manera, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo interno del intercambiador:

<b><i>DIMENSIONES PARA EL TUBO INTERNO</i></b>	
<i>DN</i>	<i>5/8</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,012</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,016</i>

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del aceite a través de la conducción interna. Así, despejando la velocidad de la ecuación [AII-2.12] y expresando la sección según la ecuación [AII-2.14], se obtiene que:

$$V_{vapor} = \frac{4,6,890 \cdot 10^{-7}}{\pi \cdot 0,012^2} \Rightarrow V_{vapor} = 0,006 \text{ m/s}$$

✓ *Cálculo de las dimensiones del tubo externo*

Previamente, es necesario calcular el caudal volumétrico que circula por esta conducción, lo cual se realizará aplicando la ecuación [AII-2.13], es decir:

$$Q_{v \text{ ag.refrig.}} = \frac{(0,032 / 3600)}{1115,39} \Rightarrow Q_{v \text{ ag.refrig.}} = 2,85 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

En cuanto a la velocidad, se estimará el valor de 1 m/s. De esta manera, la sección correspondiente según la ecuación [AII-2.12] sería:

$$S = \frac{2,85 \cdot 10^{-5}}{1} = 2,84 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$$

Como la sección por la que circula el aceite de alimentación es anular, se calculará según la ecuación [AII-2.15]. Por tanto, el diámetro interior de esta conducción:

$$D_{i.e.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,84 \cdot 10^{-5}}{\pi} + 0,016^2} \Rightarrow D_{i.e.} = 0,0017 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta el diámetro calculado, se tomará uno estándar con su correspondiente espesor. Así, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo exterior:

<b><i>DIMENSIONES PARA EL TUBO EXTERNO</i></b>	
<i>DN</i>	<i>7/8</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,019 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,002 m</i>

$D_{exterior}$	0,022 m
----------------	---------

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del fluido, por tanto:

$$V_{ag.refrig.} = \frac{2,85 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot \frac{(0,019^2 - 0,016^2)}{4}} \Rightarrow V_{ag.refrig.} = 0,342 \text{ m/s}$$

- Cálculo de  $h_i$

Para el cálculo del coeficiente individual interno,  $h_i$ , se empleará la ecuación de Nusselt para condensación en tubos verticales, [AII-5.13].

El valor de L no se conoce, puesto que es, precisamente, lo que al final se quiere averiguar.

Por otro lado, la temperatura de pared se calculará según la fórmula [AII-2.17], en la cual, al tratarse de un enfriamiento, se tomará el signo negativo. Como  $\Delta T_i$  depende de  $h_e$  (coeficiente de transmisión de calor externo), que se calculará a continuación de  $h_i$ , que es precisamente lo que se pretende calcular, entre otros parámetros, será necesario realizar un proceso de iteración para resolver el problema. La iteración comenzará suponiéndose una longitud de intercambiador y una temperatura de pared, calculándose el valor correspondiente de  $h_i$ . Este valor de  $h_i$  se utilizará para recalcular el valor de la temperatura de pared, volviendo a calcular  $h_i$ . El cálculo terminará cuando la temperatura de pared final coincida con la calculada en la iteración anterior.

Sin embargo, hay que tener en cuenta que, tras el cálculo de L mediante la ecuación de diseño [AII-2.5], habrá que volver a recalcular el valor de  $h_i$ , y por tanto, se deberá repetir la iteración explicada anteriormente.

Tras varias iteraciones, se obtiene que  $\Delta T_i = 14,84 \text{ }^\circ\text{C}$ , por lo que  $T_w = 28,96 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Finalmente, suponiendo una longitud de intercambiador de  $L = 0,09$  m, obtenida tras haber iterado con el valor resultante de la ecuación de diseño [AII-2.5], el valor del coeficiente individual interno, aplicando la ecuación [AII-5.13] es:

$$h_i = 0,943 \cdot \left( \frac{0,635^3 \cdot 1085,77^2 \cdot 9,81 \cdot 2441,14}{(43,08 - 28,96) \cdot 0,09 \cdot 6,93 \cdot 10^{-4}} \right)^{1/4} \Rightarrow h_i = 1576,82 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

▪ Cálculo de  $h_e$

Para el cálculo del coeficiente individual externo,  $h_e$ , se empleará la ecuación de Donohue, [AII-5.14].

En la ecuación anterior, el término  $(\mu/\mu_w)$  se va a considerar igual a uno, al suponer que el cambio de viscosidad del agua no va a ser significativo a las temperaturas media del fluido y de pared.

Por tanto, el flujo másico por unidad de área es:

$$G_e = \frac{0,032}{\pi \cdot \frac{(0,019^2 - 0,016^2)}{4}} = 381,33 \text{ Kg/s} \cdot \text{m}^2$$

Finalmente, despejando  $h_e$  de la ecuación [AII-5.14] y sustituyendo datos, se llega al siguiente resultado:

$$h_e = \left( \frac{0,591}{0,016} \right) \cdot 0,2 \cdot \left( \frac{0,016 \cdot 381,33}{1,871 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,6} \cdot \left( \frac{1859,68 \cdot 1,871 \cdot 10^{-3}}{0,591} \right)^{0,3} \Rightarrow h_e = 1617,53 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

En este momento, ya se está en disposición de calcular el coeficiente global de transmisión de calor. Sustituyendo datos en la ecuación correspondiente, se llega al siguiente valor de U:

$$U_o = \frac{1}{(0,016/0,013 \cdot 1576,82) + (1/1617,53)} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow U_o = 704,64 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

➤ **Cálculo del área de intercambio A y de la longitud del intercambiador**

Finalmente, sólo queda aplicar la ecuación de diseño [AII-2.5] para calcular el área y, por tanto, la longitud del intercambiador. Pues bien, despejando el área de intercambio de calor y sustituyendo los datos calculados, se obtiene que:

$$A = \frac{295,06}{704,64 \cdot 96,34} \Rightarrow A = 0,0043 \text{ m}^2$$

Como el coeficiente global se ha calculado con respecto al área exterior de intercambio de calor, el área calculada se refiere al área exterior del tubo interno. Por tanto, la longitud del cambiador de calor se calcula como:

$$L_{\text{int intercambiador}} = \frac{0,0043}{\pi \cdot 0,016} \Rightarrow L_{\text{intercambiador}} = 0,09 \text{ m}^{56}$$

Como ocurría en el condensador del vapor producido en la torre de secado, debido al pequeño caudal de vapor que hay que condensar, la longitud del condensador es muy pequeña. No obstante, se ha decidido construir un condensador de 0,30 m, debido fundamentalmente a la posibilidad de que el agua de refrigeración (agua de red) pudiese llegar a una temperatura más alta de 15 °C.

➤ **Aislamiento**

En este caso, lo que se pretende es enfriar los vapores, por lo que no interesa evitar la disipación de energía a través de las paredes del intercambiador. Por otro lado,

<sup>56</sup> Se recuerda que este valor ha sido calculado tras iterar con la temperatura de la pared, el coeficiente  $h_i$  y la longitud del cambiador.

al ir el fluido refrigerante por el tubo exterior, no habría posibilidad alguna de producir daños por quemaduras a los operarios. Es por todo ello que no se empleará ningún tipo de aislante.

### 7.3.6. Diseño y dimensionamiento del recipiente del condensado

Por similitud, este recipiente será y funcionará exactamente igual que el que recipiente del condensado procedente de la columna de secado. La diferencia con éste es que, en este caso, al ser mayor el caudal de vapor y, por tanto, el de condensado, la bomba deberá realizar más extracciones del mismo en un determinado tiempo, ya que se llegará antes a la altura límite. Por otro lado, el condensado extraído, a diferencia del caso anterior, será almacenado en un recipiente de la misma forma y dimensiones que los recipientes mezcladores o lavadores, con la idea de poder tratar o analizar esta corriente de manera independiente al proceso de refinación.

### 7.3.7. Cálculo y diseño del economizador 2

Para poder llevar el aceite refinado a la presión atmosférica, es necesario bajarle la temperatura por debajo de los 100 °C, con la idea de evitar su posible oxidación, aunque la mayoría de los compuestos que producían este fenómeno han sido ya eliminados en las sucesivas etapas de refinación. Este enfriamiento del aceite refinado se conseguirá calentando el agua que es necesario añadir en la etapa de Lavados. De esta manera, se pretende diseñar un cambiador de calor consistente en un intercambiador de tubos concéntricos, por cuya conducción interior circulará el aceite caliente ya refinado, y por cuya conducción exterior circulará el agua.

Por tanto, se tiene la siguiente información:

ACEITE REFINADO	AGUA DE LAVADOS
$W_{ac-ref.} = 90,979 \text{ Kg/h}$	$T_{entrada} = 15 \text{ °C}$

$T_{\text{entrada}} = 172,78 \text{ }^{\circ}\text{C}$	$T_{\text{salida}} = 90 \text{ }^{\circ}\text{C}$
$T_{\text{salida}} = 90 \text{ }^{\circ}\text{C}$	

Antes de pasar a los cálculos de diseño, se aportarán los datos necesarios para ello<sup>57</sup>:

<i>DATOS DEL ACEITE REFINADO</i>	
$T_{\text{media ref.}} \text{ (}^{\circ}\text{C)}$	131,5
$\rho_{\text{ref.}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	853,66
$C_{p\text{ref.}} \text{ (J/Kg}\cdot^{\circ}\text{C)}$	1970
$\mu_{\text{ref.}} \text{ (Pa}\cdot\text{s)}$	0,0010
$K_{\text{ref.}} \text{ (J/m}\cdot\text{s}\cdot^{\circ}\text{C)}$	0,159

<i>DATOS DEL AGUA DE LAVADO</i>	
$T_{\text{media ag. lav.}} \text{ (}^{\circ}\text{C)}$	52,5
$\rho_{\text{ag. lav.}} \text{ (Kg/m}^3\text{)}$	1075,78
$C_{p\text{ ag. lav.}} \text{ (J/Kg}\cdot\text{K)}$	1871,86
$\mu_{\text{ag. lav.}} \text{ (Pa}\cdot\text{s)}$	$5,70\cdot 10^{-4}$
$K_{\text{ac-des.}} \text{ (W/m}\cdot\text{K)}$	0,591

Como siempre, para el diseño de los intercambiadores de calor se parte de la ecuación de diseño de transmisión de calor, [AII-2.5], donde el objetivo de cálculo también es el área de intercambio de calor.

### ➤ **Cálculo del calor intercambiado**

El calor cedido por la corriente de aceite y, por tanto el calor intercambiado, viene dado por la ecuación [AII-2.6], por lo que:

<sup>57</sup> Los datos se facilitan a la temperatura media del fluido.



$$Q_{cedido} = \left( \frac{90,979}{3600} \right) \cdot 1970 \cdot (173 - 90) = 4132,22 \text{ J/s}$$

Por tanto, suponiendo que no existen pérdidas por disipación del calor, se puede aplicar la ecuación [AII-2.8], por lo cual:

$$Q_{intercambiado} = Q_{absorbido} = 4132,22 \text{ J/s}$$

✓ *Cálculo del caudal del agua de refrigeración (agua de lavados)*

En este caso, la ecuación a aplicar es igual que la utilizada para el cálculo del calor absorbido [AII-2.6]. Por tanto, despejando de esta relación el caudal de agua, se obtiene lo siguiente:

$$W_{\text{agua lav.}} = \frac{Q_{\text{absorbido}}}{C_p \cdot (T_{S \text{ ag.lav.}} - T_{E \text{ ag.lav.}})} = \frac{4132,22}{1872,87 \cdot (90 - 15)} \Rightarrow W_{\text{ag. lav.}} = 0,029 \text{ Kg/s}$$

➤ **Cálculo de la temperatura media logarítmica**

A continuación, se hallará el incremento de temperatura, el cual, teniendo en cuenta que la disposición es en contracorriente, se calcula según la ecuación [AII-2.9]. Por tanto, se obtiene que:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(173 - 90) - (90 - 15)}{\ln \frac{(173 - 90)}{(90 - 15)}} \Rightarrow \Delta T_{ml} = 78,93 \text{ } ^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo de U**

Como siempre, U viene dado por la ecuación [AII-2.10]. Al igual que entonces, se considerará la simplificación de que la resistencia a la transmisión de calor por conducción a través de la pared del tubo interno es despreciable. Ello significa que el

término  $(x_w/k_w)(D_o/\bar{D}_L)$  de la ecuación anterior es nulo. Por tanto, la ecuación que se empleará será la ecuación [AII-2.11].

▪ Cálculo de las dimensiones de los tubos

Antes de hallar los coeficientes individuales de transmisión de calor, es preciso determinar los diámetros y espesores de los tubos que forman el intercambiador.

✓ Cálculo de las dimensiones del tubo interno

Para el cálculo del diámetro del tubo interno, por el cual circula el aceite desodorizado, se hará uso de la relación [AII-2.12].

Para el cálculo del caudal volumétrico, se empleará la ecuación [AII-2.13]. Despejando  $Q_v$  y sustituyendo datos, se obtiene:

$$Q_{v \text{ ref.}} = \frac{(90,979 / 3600)}{853,66} \Rightarrow Q_{v \text{ ref.}} = 2,960 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

En principio, se supondrá una velocidad del aceite de 0,06 m/s. Por tanto, aplicando la ecuación [AII-2.12], expresando la sección según la ecuación [AII-2.14] y despejando el diámetro, se obtiene lo siguiente:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,960 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 0,06}} \Rightarrow D = 0,025 \text{ m}$$

Éste sería el diámetro mínimo necesario para el caudal y la velocidad impuesta. A continuación, se tomará un diámetro estándar con su correspondiente espesor. Este diámetro se corresponderá con el siguiente valor más próximo al calculado de los diámetros estándar de tuberías. De esta manera, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo interno del intercambiador:

<b><i>DIMENSIONES PARA EL TUBO INTERNO</i></b>	
<b><i>DN</i></b>	<b><i>I</i></b>

$D_{interior}$	1,097 in	0,028 m
Espesor	0,109 in	0,003 m
$D_{exterior}$	1,315 in	0,033 m

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalculer la velocidad del aceite a través de la conducción interna. Así, despejando la velocidad de la ecuación [AII-2.12] y expresando la sección según la ecuación [AII-2.14], se obtiene que:

$$V_{ref.} = \frac{4.2,960 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot 0,028^2} \Rightarrow V_{ref.} = 0,049 \text{ m/s}$$

✓ *Cálculo de las dimensiones del tubo externo*

Previamente, es necesario calcular el caudal volumétrico que circula por esta conducción, lo cual se realizará aplicando la ecuación [AII-2.13], es decir:

$$Q_{v \text{ ag.lav.}} = \frac{0,029}{1075,78} \Rightarrow Q_{v \text{ ag.lav.}} = 2,74 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

En cuanto a la velocidad, se estimará el valor de 1 m/s. De esta manera, la sección correspondiente según la ecuación [AII-2.12] sería:

$$S = \frac{2,74 \cdot 10^{-5}}{1} = 2,74 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$$

Como la sección por la que circula el aceite de alimentación es anular, se calcularía según la ecuación [AII-2.15]. Por tanto, el diámetro interior de esta conducción:

$$D_{i.e.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,74 \cdot 10^{-5}}{\pi} + 0,033^2} \Rightarrow D_{i.e.} = 0,034 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta el diámetro calculado, se tomará uno estándar con su correspondiente espesor. Así, se obtienen las siguientes dimensiones para el tubo exterior:

<i>DIMENSIONES PARA EL TUBO EXTERNO</i>		
<i>DN</i>	<i>1½</i>	
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>1,682 in</i>	<i>0,043 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,109 in</i>	<i>0,003 m</i>
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,9 in</i>	<i>0,048 m</i>

Con estas nuevas dimensiones, es necesario recalcular la velocidad del fluido, por tanto:

$$V_{ag.lav.} = \frac{2,74 \cdot 10^{-5}}{\pi \cdot \frac{(0,043^2 - 0,033^2)}{4}} \Rightarrow V_{ag.lav.} = 0,049 \text{ m/s}$$

▪ Cálculo de  $h_i$

El cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor interno se calculará mediante la ecuación de Ditus y Boelter [AII-6.2], donde  $n = 0,3$  por producirse el enfriamiento del líquido interior.

- Cálculo del número de Reynolds:

$$Re = \frac{853,66 \cdot 0,049 \cdot 0,028}{0,0010} \Rightarrow Re = 1130,47$$

- Cálculo del número de Prandl

$$Pr = \frac{1970 \cdot 0,0010}{0,159} \Rightarrow Pr = 12,65$$

Por tanto, despejando el coeficiente de transmisión de calor de la ecuación [AII-6.2], resulta lo siguiente:

$$h_i = \frac{0,159}{0,028} \left( 0,023 \cdot (1130,47)^{0,8} (12,65)^{0,3} \right) \Rightarrow h_i = 77,898 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

▪ Cálculo de  $h_e$

Para el cálculo del coeficiente individual externo,  $h_e$ , se empleará la expresión de Donohue, [AII-5.14].

El flujo másico por unidad de área  $G_e = W_{\text{ag.lav}}/S$ , donde S se calcula según la expresión [AII-2.15], es:

$$G_e = \frac{0,029}{\pi \cdot \frac{(0,043^2 - 0,033^2)}{4}} = 52,81 \text{ Kg/s} \cdot \text{m}^2$$

Por otro lado, se considerará que el cambio de viscosidad del agua es despreciable, por lo que el último término no se contabilizará.

Finalmente, despejando  $h_e$  de la ecuación [AII-5.14] y sustituyendo datos, se llega al siguiente resultado:

$$h_e = \left( \frac{0,591}{0,033} \right) \cdot 0,2 \cdot \left( \frac{0,033 \cdot 52,81}{5,70 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,6} \cdot \left( \frac{1871,86 \cdot 5,70 \cdot 10^{-4}}{0,591} \right)^{0,3} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow h_e = 525,24 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

▪ Factores de ensuciamiento

En este caso, al circular aceite por el tubo interior se tomará  $h_{di} = 333,33 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$ . Por otro lado, se considerará que la resistencia al ensuciamiento por parte del agua es cero.

En este momento, ya se está en disposición de calcular el coeficiente global de transmisión de calor. Sustituyendo datos en la ecuación [AII-2.11], se llega al siguiente valor de U:

$$U_o = \frac{1}{(0,033/0,028\cdot333,33) + (0,033/0,028\cdot77,898) + (1/525,24)} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow U_o = 47,87 \text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{C}$$

➤ **Cálculo del área de intercambio A y de la longitud del intercambiador**

Finalmente, sólo queda aplicar la ecuación de diseño [AII-2.5] para calcular el área y, por tanto, la longitud del intercambiador. Pues bien, despejando el área de intercambio de calor y sustituyendo los datos calculados, se obtiene que:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{4132,22}{47,87 \cdot 78,93} \Rightarrow A = 1,094 \text{ m}^2$$

Por tanto, la longitud del cambiador de calor sería:

$$L_{\text{intercambiador}} = \frac{1,094}{\pi \cdot 0,033} \Rightarrow L_{\text{intercambiador}} = 10,42 \text{ m}$$

Finalmente, se ha decidido construir un intercambiador de 11 m, dividiéndolo en siete tramos rectos de 1,57 m. Los cambios de sentido deberán realizarse con dos codos de 90° y un tramo recto que sirva de separación entre dos tramos largos.

➤ **Aislamiento**

Para evitar la disipación de energía a través de la pared externa del cambiador, es necesario aislarlo térmicamente con un aislante adecuado. Para ello, se empleará fibra de vidrio, por ser el material más económico. Como se trata de aislar tuberías de 2 in de diámetro nominal y no se llegan a alcanzar los 100 °C de temperatura, se empleará un aislante térmico de las siguientes características:

<i>Aislante: Preformado de fibra de vidrio</i>	
<i>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</i>	<i>80</i>
<i>Espesor (mm)</i>	<i>51</i>

➤ **Sustentación**

Aunque no es objeto de este proyecto, es importante comentar que el cambiador de calor se montará sobre una estructura metálica que soporte cada uno de los tramos rectos del equipo.

### **7.3.8. Cálculo y diseño del depósito de almacenamiento**

Se ha decidido que la forma y dimensiones de este depósito sean exactamente las mismas que las correspondientes al depósito que contiene la alimentación inicial (apartado 2.2.1 de este Anexo II).

## 8. Cálculo de bombas y tuberías

Una vez expuestos todos los cálculos referentes a cada una de las etapas del proceso de refinación de aceites, es necesario centrarse en el cálculo de las bombas y tuberías por las que circulará el fluido y que permitirán conectar entre sí las sucesivas etapas. En un primer apartado se expondrán los resultados relativos al cálculo de tuberías. A continuación, el segundo apartado se dedicará al cálculo de las bombas presentes y necesarias durante el proceso.

### 8.1. Cálculo de tuberías

Antes de entrar en la exposición de los resultados pertinentes, es conveniente explicar la nomenclatura a utilizar. Las tuberías se nombrarán con una letra seguida, generalmente, de dos números: la letra hace referencia a la bomba, bien que produce la aspiración en ellas, o bien que las antecede antes de la conducción aspirada por la siguiente bomba; de los dos números, el primero de ellos indica un punto que puede ser la salida de un equipo o un depósito, fundamentalmente, y el segundo indica la entrada al siguiente equipo, depósito o válvula reguladora de presión.

Para el cálculo del diámetro necesario de tubería es necesario partir de un valor de velocidad del fluido. Al ser el aceite un fluido viscoso, se estima que la velocidad del mismo a la entrada de una bomba se encuentra comprendida entre 0,06-0,015 m/s, mientras que a la salida de este equipo suele ser de 0,15-0,6 m/s. En el caso que nos ocupa, se ha decidido comenzar los cálculos con el menor valor de cada intervalo, por cuestiones de seguridad en el dimensionamiento y por tratarse de una planta piloto.

Básicamente, este apartado consiste en averiguar el diámetro normalizado de tubería necesario para el tramo en cuestión y el espesor adecuado para ello. Además, como dato para el apartado del cálculo de bombas, se hallará el factor de fricción (4f).

➤ ***Línea A1-2 (Salida depósito de alimentación – Entrada bomba A)***

Para comenzar, se han de tener presentes los siguientes datos:



<b>DATOS DEL FLUIDO</b>	
T <sup>a</sup> operación (°C)	20
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	905,84
μ (Pa·s)	0,087
W (Kg/h)	100
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	3,067·10 <sup>-5</sup>
V (m/s)	0,06

Con los datos de caudal volumétrico y velocidad, se puede hallar la sección de la tubería, y con ella el diámetro correspondiente. Por tanto:

$$S_{inicial} = \frac{Q_v}{V} = \frac{3,067 \cdot 10^{-5}}{0,06} = 0,00051 \Rightarrow D = \frac{4 \cdot 0,00051}{\pi} = 0,026 \text{ m} = 1,004 \text{ in}$$

<b>CONDICIONES DE DISEÑO</b>	
T <sup>a</sup> (°C) <sup>58</sup>	40
P (psi) <sup>59</sup>	16,17

<b>DATOS DEL MATERIAL<sup>60</sup></b>	
Material	Acero Inoxidable 316
S (psi)	20000
E	0,8
Yield (psi)	30000
Y	0,4

donde:

S: Tensión máxima admisible del material.

E: Eficiencia de la soldadura. En todos los casos se considerará soldadura a tope, por lo que se tomará el valor de 0,8.

Yield: Es el límite elástico del material.

Y: Es un coeficiente que depende del material y de la temperatura.

Para calcular el espesor mínimo de la tubería se emplea la siguiente ecuación:

---

<sup>58</sup> La temperatura de diseño es 20 °C superior a la de operación.

<sup>59</sup> La presión de diseño se corresponde con 1,1·P<sub>atmosférica</sub>.

<sup>60</sup> Mientras no se diga lo contrario, el material y sus características, dadas las temperaturas a las que se trabaja, serán las mismas en las restantes conducciones.

$$t_{\text{mínimo}} = \frac{P \cdot D_o}{2 \cdot (SE + PY)}$$

donde  $D_o$  es el diámetro externo de tubería. Por tanto, el espesor mínimo de tubería, considerando como diámetro el exterior normalizado más próximo al calculado anteriormente, que sería  $D_o = 1,05$  in, sería el siguiente:

$$t_{\text{mínimo}} = \frac{16,17 \cdot 1,004}{2 \cdot (20000 \cdot 0,8 + 16,17 \cdot 0,4)} = 5,302 \cdot 10^{-4} \text{ in}$$

Además, a este espesor habría que sumarle, por un lado, el sobreespesor de corrosión que, para aceros inoxidable es  $c = 1,5$  mm =  $5,91 \cdot 10^{-2}$ . Por tanto, el espesor mínimo pasaría a valer:

$$t_{\text{mín} + c} = 5,302 \cdot 10^{-4} + 5,91 \cdot 10^{-2} = 0,060 \text{ in}$$

Por otro lado, también se debe tener en cuenta la tolerancia de fabricación, se suele ser del 12,5%. Teniendo en cuenta este otro factor, se llega a que el espesor mínimo total de tubería es el siguiente:

$$t_{\text{mín} + c, M} = 0,060 / [1 - (12,5/100)] = 0,068 \text{ in}$$

Pues bien, teniendo en cuenta el espesor mínimo y el diámetro aproximado que ha de tener la conducción, la tubería normalizada correspondiente tendría las siguientes características:

<b>Conducción Normalizada (A1-2)</b>		
<i>Diámetro Nominal</i>	$\frac{3}{4}$	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

A continuación, se recalculará la velocidad del fluido con este nuevo diámetro interior:

$$V = \frac{3,067 \cdot 10^{-5}}{\frac{\pi \cdot (0,022)^2}{4}} = 0,08 \text{ m/s}$$

La velocidad resultante sigue estando dentro del rango estimado, es decir, entre 0,06-0,15 m/s.

Seguidamente, para el cálculo del factor (4f), es necesario calcular el número de Reynolds. Así pues:

$$Re = \frac{905,84 \cdot 0,08 \cdot 0,022}{0,087} = 18,16 \Rightarrow \text{Régimen Laminar}$$

Como el régimen es laminar, el factor de fricción se calcula según la ecuación  $(4f) = \frac{64}{Re}$ . Por tanto, en este caso,  $(4f) = 3,52$ .

Como en todas las conducciones los cálculos a realizar son similares, sólo se expondrán los datos y los resultados en tablas.

➤ **Línea A3-4 (Salida bomba A – Entrada depósito mezclador de H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>)**

<b>DATOS DEL FLUIDO</b>	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	20
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	905,84
μ (Pa·s)	0,087
W (Kg/h)	100
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	3,067·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,15
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00020
D (m)	0,016

<b>CONDICIONES DE DISEÑO</b>	
T <sup>a</sup> (°C)	40
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{\text{mín}}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
$t_{\text{mín} + c}$ (in)	0,059
$t_{\text{mín} + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (A3-4)		
<i>Diámetro Nominal</i>	$\frac{1}{2}$	
<i>Schedule</i>	10S	
$D_{\text{exterior}}$	0,84 in	0,021 m
<i>Espesor</i>	0,083 in	0,002 m
$D_{\text{interior}}$	0,674 in	0,017 m

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{\text{recalculada}}$ (m/s)	0,13
Re	23,82
(4f)	2,69

- *Línea A5-6 (Salida depósito mezclador de  $H_3PO_4$  – Entrada depósito retención Desgomado)*

DATOS DEL FLUIDO	
$T^{\text{a}}$ operación (°C)	85
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
$\mu$ (Pa·s)	0,0065
W (Kg/h)	102,120
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$3,240 \cdot 10^{-5}$
$V_{\text{supuesta}}$ (m/s)	0,15
$S_{\text{inicial}}$ (m <sup>2</sup> )	0,00022
D (m)	0,017

CONDICIONES DE DISEÑO	
$T^{\text{a}}$ (°C)	105
P (psi)	16,17

<b>CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO</b>	
$t_{\min}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
$t_{\min + c}$ (in)	0,059
$t_{\min + c, M}$ (in)	0,068

<b>Conducción Normalizada (A5-6)</b>		
<i>Diámetro Nominal</i>	$\frac{1}{2}$	
<i>Schedule</i>	10S	
$D_{\text{exterior}}$	0,84 in	0,021 m
<i>Espesor</i>	0,083 in	0,002 m
$D_{\text{interior}}$	0,674 in	0,017 m

<b>CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN</b>	
$V_{\text{recalculada}}$ (m/s)	0,14
Re	323,98
(4f)	0,20

- *Línea A7-8 (Salida depósito retención Desgomado – Entrada centrífuga Desgomado)*

<b>DATOS DEL FLUIDO</b>	
$T^{\text{a}}$ operación (°C)	85
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
$\mu$ (Pa·s)	0,0065
W (Kg/h)	102,120
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$3,240 \cdot 10^{-5}$
$V_{\text{supuesta}}$ (m/s)	0,15
$S_{\text{inicial}}$ (m <sup>2</sup> )	0,00022
D (m)	0,017

<b>CONDICIONES DE DISEÑO</b>	
$T^{\text{a}}$ (°C)	105
P (psi)	16,17

<b>CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO</b>	
$t_{\min}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$

$t_{\text{mín} + c}$ (in)	0,059
$t_{\text{mín} + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (A7-8)		
Diámetro Nominal	1/2	
Schedule	10S	
$D_{\text{exterior}}$	0,84 in	0,021 m
Espesor	0,083 in	0,002 m
$D_{\text{interior}}$	0,674 in	0,017 m

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{\text{recalculada}}$ (m/s)	0,14
Re	323,98
(4f)	0,20

➤ Línea A9-10 (Salida centrífuga Desgomado – Entrada tanque pulmón)

DATOS DEL FLUIDO	
$T^{\text{a}}$ operación (°C)	85
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
$\mu$ (Pa·s)	0,0065
W (Kg/h)	94,323
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$2,993 \cdot 10^{-3}$
$V_{\text{supuesta}}$ (m/s)	0,06
$S_{\text{inicial}}$ (m <sup>2</sup> )	0,00050
D (m)	0,025

CONDICIONES DE DISEÑO	
$T^{\text{a}}$ (°C)	105
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{\text{mín}}$ (in)	$5,302 \cdot 10^{-4}$
$t_{\text{mín} + c}$ (in)	0,060
$t_{\text{mín} + c, M}$ (in)	0,068

<b>Conducción Normalizada (A9-10)</b>		
<i>Diámetro Nominal</i>	$\frac{3}{4}$	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
$D_{exterior}$	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
$D_{interior}$	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

<b>CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN</b>	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,08
Re	228,16
(4f)	0,28

➤ **Línea B11-12 (Salida tanque pulmón – Entrada bomba B)**

<b>DATOS DEL FLUIDO</b>	
$T^a_{operación}$ (°C)	85
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
$\mu$ (Pa·s)	0,0065
W (Kg/h)	94,323
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$2,993 \cdot 10^{-5}$
$V_{supuesta}$ (m/s)	0,06
$S_{inicial}$ (m <sup>2</sup> )	0,00050
D (m)	0,025

<b>CONDICIONES DE DISEÑO</b>	
$T^a$ (°C)	105
P (psi)	16,17

<b>CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO</b>	
$t_{mín}$ (in)	$5,302 \cdot 10^{-4}$
$t_{mín + c}$ (in)	0,060
$t_{mín + c, M}$ (in)	0,068

<b>Conducción Normalizada (B11-12)</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	$\frac{3}{4}$

<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
$D_{\text{exterior}}$	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
$D_{\text{interior}}$	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

<b>CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN</b>	
$V_{\text{recalculada}}$ (m/s)	0,08
Re	228,16
(4f)	0,28

➤ **Línea B13-14 (Salida bomba B – Entrada depósito de retención)**

<b>DATOS DEL FLUIDO</b>	
$T^{\text{a}}$ operación (°C)	85
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
$\mu$ (Pa·s)	0,0065
W (Kg/h)	94,323
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$2,993 \cdot 10^{-5}$
$V_{\text{supuesta}}$ (m/s)	0,15
$S_{\text{inicial}}$ (m <sup>2</sup> )	0,00020
D (m)	0,016

<b>CONDICIONES DE DISEÑO</b>	
$T^{\text{a}}$ (°C)	105
P (psi)	16,17

<b>CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO</b>	
$t_{\text{mín}}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
$t_{\text{mín} + c}$ (in)	0,059
$t_{\text{mín} + c, M}$ (in)	0,068

<b>Conducción Normalizada (B13-14)</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>



$D_{exterior}$	0,84 in	0,021 m
Espesor	0,083 in	0,002 m
$D_{interior}$	0,674 in	0,017 m

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,13
Re	299,25
(4f)	0,21

➤ Línea B15-16 (Salida depósito de retención - Entrada centrífuga Neutralización)

DATOS DEL FLUIDO	
$T^{a}$ operación (°C)	85
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
$\mu$ (Pa·s)	0,0065
W (Kg/h)	107,80
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$3,421 \cdot 10^{-5}$
$V_{supuesta}$ (m/s)	0,15
$S_{inicial}$ (m <sup>2</sup> )	0,00023
D (m)	0,017

CONDICIONES DE DISEÑO	
$T^a$ (°C)	105
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{mín}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
$t_{mín + c}$ (in)	0,059
$t_{mín + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (B15-16)		
Diámetro Nominal	1/2	
Schedule	10S	
$D_{exterior}$	0,84 in	0,021 m
Espesor	0,083 in	0,002 m

$D_{interior}$	0,674 in	0,017 m
----------------	----------	---------

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,15
Re	342,02
(4f)	0,19

➤ Línea B17-18 (Salida centrífuga Neutralización – Entrada depósito lavador  
1)

DATOS DEL FLUIDO	
$T^{a}$ operación (°C)	90
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	70,62
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$2,241 \cdot 10^{-5}$
$V_{supuesta}$ (m/s)	0,06
$S_{inicial}$ (m <sup>2</sup> )	0,00037
D (m)	0,022

CONDICIONES DE DISEÑO	
$T^a$ (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{mín}$ (in)	$5,302 \cdot 10^{-4}$
$t_{mín + c}$ (in)	0,060
$t_{mín + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (B17-18)		
Diámetro Nominal	$\frac{3}{4}$	
Schedule	10S	
$D_{exterior}$	1,05 in	0,027 m
Espesor	0,083 in	0,002 m
$D_{interior}$	0,884 in	0,022 m

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,06
Re	170,83
(4f)	0,37

➤ Línea C19-20 (Salida depósito lavador 1 – Entrada bomba C)

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	77,68
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	2,472·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,06
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00041
D (m)	0,023

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	5,302·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,060
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (C19-20)		
Diámetro Nominal	<sup>3</sup> / <sub>4</sub>	
Schedule	10S	
D <sub>exterior</sub>	1,05 in	0,027 m
Espesor	0,083 in	0,002 m
D <sub>interior</sub>	0,884 in	0,022 m

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,06
Re	229,33

(4f)	0,28
------	------

➤ **Línea C21-22 (Salida bomba C – Entrada centrífuga lavado 1)**

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	77,68
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	2,472·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,15
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00016
D (m)	0,014

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	4,242·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,059
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (C21-22)		
Diámetro Nominal	1/2	
Schedule	10S	
D <sub>exterior</sub>	0,84 in	0,021 m
Espesor	0,083 in	0,002 m
D <sub>interior</sub>	0,674 in	0,017 m

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,11
Re	300,79
(4f)	0,21

➤ *Línea C23-24 (Salida centrífuga lavado 1 – Entrada depósito lavador 2)*

DATOS DEL FLUIDO	
$T^a_{operación}$ (°C)	90
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	65,86
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$2,095 \cdot 10^{-5}$
$V_{supuesta}$ (m/s)	0,06
$S_{inicial}$ (m <sup>2</sup> )	0,00035
D (m)	0,021

CONDICIONES DE DISEÑO	
$T^a$ (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{mín}$ (in)	$5,302 \cdot 10^{-4}$
$t_{mín + c}$ (in)	0,060
$t_{mín + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (C23-24)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i><math>\frac{3}{4}</math></i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,05
Re	194,41
(4f)	0,33

➤ *Línea D25-26 (Salida depósito lavador 2 – Entrada bomba D)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	72,44
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	2,305·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,06
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00038
D (m)	0,022

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	5,302·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,060
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (D25-26)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>3/4</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,06
Re	213,85
(4f)	0,30

➤ Línea D27-28 (Salida bomba D – Entrada centrífuga lavado 2)

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	72,44
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	2,305·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,15
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00015
D (m)	0,014

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	4,242·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,059
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (D27-28)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,84 in</i>	<i>0,021 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,10
Re	280,48
(4f)	0,23

➤ Línea D29-30 (Salida centrífuga lavado 2 – Entrada depósito lavador 3)

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	62,50
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	1,988·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,06
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00033
D (m)	0,020

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	5,302·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,060
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (D29-30)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>3/4</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,05
Re	184,49
(4f)	0,35



➤ *Línea E31-32 (Salida depósito lavador 3 – Entrada bomba E)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	68,75
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	2,187·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,06
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00036
D (m)	0,021

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	5,302·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,060
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (E31-32)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>3/4</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,06
Re	202,94
(4f)	0,32

➤ *Línea E33-34 (Salida bomba E – Entrada centrífuga lavado 3)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	68,75
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	2,187·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,15
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00015
D (m)	0,014

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	4,242·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,059
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (E33-34)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,84 in</i>	<i>0,021 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,10
Re	266,17
(4f)	0,24

➤ *Línea E35-36 (Salida centrífuga lavado 3 – Entrada tanque pulmón)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	59,367
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	1,888·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,06
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00031
D (m)	0,020

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	5,302·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,060
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (E35-36)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>3/4</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,05
Re	175,25
(4f)	0,37

➤ *Línea F37-38 (Salida tanque pulmón – Entrada bomba F)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	59,367
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	1,888·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,06
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00031
D (m)	0,020

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	5,302·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,060
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (F37-38)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>3/4</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,05
Re	175,25
(4f)	0,37

➤ *Línea F39-40 (Salida bomba F – Entrada válvula reguladora de presión)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	94,323
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	3,001·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,15
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00020
D (m)	0,016

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	4,242·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,059
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (F39-40)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,84 in</i>	<i>0,021 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,13
Re	365,20
(4f)	0,18

➤ **Línea VP41-42 (Tramo entre válvula de presión y columna de secado)**

Este tramo de tubería está sometido a vacío, por tanto, una vez determinadas las características de la conducción como hasta ahora, se procederá a comprobar si la conducción soporta o no las condiciones de presión de operación.

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	110
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	863,72
μ (Pa·s)	0,0024
W (Kg/h)	94,323
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	3,033·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,15
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00020
D (m)	0,016

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	130
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	4,242·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,059
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (VP-42)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,84 in</i>	<i>0,021 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,13
Re	810,08
(4f)	0,079

▪ *Comprobación*

Para realizar esta comprobación, se procederá de la misma manera que para el caso del diseño del depósito de decoloración (apartado 6.3.2 del presente ANEXO II).

De esta manera:

$$\left. \begin{array}{l} - D_o/t = 10,12 > 10 \\ - L \sim 0,40 \text{ m} \Rightarrow L/D_o = 18,88 \\ - B = 13500 \end{array} \right\} \Rightarrow A = 0,011$$

Por tanto,  $P_a = 1778,57 \text{ psi} > P_{\text{diseño}}$ .

Dado el resultado al que se llega, se puede asegurar que las conducciones sometidas al vacío que aquí se impone soportan sobradamente dicha condición de operación.

➤ *Línea H43-44 (Salida columna de secado – Entrada bomba H)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> operación (°C)	100
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	868,40
μ (Pa·s)	0,0036
W (Kg/h)	93,851
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	3,002·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,06
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00050
D (m)	0,025

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	120
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	5,302·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,060
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

**Conducción Normalizada (H43-44)**

<i>Diámetro Nominal</i>	$\frac{3}{4}$	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

<b>CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN</b>	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,08
Re	412,63
(4f)	0,16

➤ *Línea H45-46 (Salida bomba H – Entrada Decoloración)*

<b>DATOS DEL FLUIDO</b>	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	100
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	868,40
μ (Pa·s)	0,0036
W (Kg/h)	93,851
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	$3,002 \cdot 10^{-5}$
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,15
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00020
D (m)	0,016

<b>CONDICIONES DE DISEÑO</b>	
T <sup>a</sup> (°C)	120
P (psi)	16,17

<b>CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO</b>	
t <sub>mín</sub> (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,059
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

<b>Conducción Normalizada (H45-46)</b>	
<i>Diámetro Nominal</i>	$\frac{1}{2}$
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>



$D_{exterior}$	0,84 in	0,021 m
Espesor	0,083 in	0,002 m
$D_{interior}$	0,674 in	0,017 m

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,13
Re	541,19
(4f)	0,12

➤ *Línea H45-46(a) (Bifurcación – Válvula reguladora de presión)*

DATOS DEL FLUIDO	
$T^{a}$ operación (°C)	100
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	868,40
$\mu$ (Pa·s)	0,0036
W (Kg/h)	18,77
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$6,004 \cdot 10^{-6}$
$V_{supuesta}$ (m/s)	0,15
$S_{inicial}$ (m <sup>2</sup> )	0,00004
D (m)	0,007

CONDICIONES DE DISEÑO	
$T^a$ (°C)	120
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{mín}$ (in)	$2,727 \cdot 10^{-4}$
$t_{mín + c}$ (in)	0,059
$t_{mín + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (H45-46(a))		
<i>Diámetro Nominal</i>	$\frac{1}{4}$	
<i>Schedule</i>	40S	
$D_{exterior}$	0,54 in	0,014 m
Espesor	0,088 in	0,002 m

$D_{interior}$	0,364 in	0,009 m
----------------	----------	---------

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,09
Re	200,42
(4f)	0,32

- **Línea H45-46(b) (Bifurcación – Válvula reguladora de presión): Ídem con la línea H45-46**
- **Línea VP-47' (Válvula reguladora de presión – Entrada mezclador tierras): Ídem con la línea H45-46(a)**
  - *Comprobación*

En este caso, se trabaja a un vacío de 50 mbar, luego es de suponer que la tubería soportará sin problemas estas condiciones. No obstante, se demostrará dicha afirmación.

Para realizar esta comprobación, se procederá de la misma manera que para el caso del diseño de los tubos del desodorizador (apartado 7.3.2 del presente ANEXO II). De esta manera:

$$\begin{array}{l}
 - D_o/t = 6,14 < 10 \\
 - L \sim 0,20 \text{ m} \Rightarrow L/D_o = 14,58 \\
 - B = 15000
 \end{array}
 \left. \vphantom{\begin{array}{l} - D_o/t = 6,14 < 10 \\ - L \sim 0,20 \text{ m} \Rightarrow L/D_o = 14,58 \\ - B = 15000 \end{array}} \right\} \Rightarrow A = 0,03$$

Por tanto,  $Pa_1 = 4047,61$  psi y  $Pa_2 = 5456,24$  psi, ambas bastante mayores que  $P_{diseño}$ .

Dado el resultado al que se llega, se puede asegurar que las conducciones sometidas al vacío que aquí se impone soportan sobradamente dicha condición de operación.

- *Línea VP-48' (Válvula reguladora de presión – Unión mezclador tierras): Ídem con la línea H45-46(b)*
- *Línea VP-47 (Salida mezclador tierras – Unión resto corriente): Ídem con la línea H47'(b)*
- *Línea VP-48 (Unión ambas corrientes – Entrada depósito decoloración): Ídem con la línea VP-48'*
- *Línea J49-50 (Salida depósito decoloración – Entrada bomba J)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> operación (°C)	100
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	868,40
μ (Pa·s)	0,0036
W (Kg/h)	93,916
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	3,004·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,06
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00050
D (m)	0,025

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	120
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	5,302·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,060
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (J49-50)		
Diámetro Nominal	3/4	
Schedule	10S	
D <sub>exterior</sub>	1,05 in	0,027 m
Espesor	0,083 in	0,002 m
D <sub>interior</sub>	0,884 in	0,022 m

<b>CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN</b>	
$V_{\text{recalculada}}$ (m/s)	0,08
Re	412,92
(4f)	0,15

➤ *Línea J51-52 (Salida bomba J – Entrada filtro)*

<b>DATOS DEL FLUIDO</b>	
$T^{\text{a}}$ operación (°C)	90
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	93,916
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$2,988 \cdot 10^{-5}$
$V_{\text{supuesta}}$ (m/s)	0,15
$S_{\text{inicial}}$ (m <sup>2</sup> )	0,00020
D (m)	0,016

<b>CONDICIONES DE DISEÑO</b>	
$T^{\text{a}}$ (°C)	110
P (psi)	16,17

<b>CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO</b>	
$t_{\text{mín}}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
$t_{\text{mín} + c}$ (in)	0,059
$t_{\text{mín} + c, M}$ (in)	0,068

<b>Conducción Normalizada (J51-52)</b>		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
$D_{\text{exterior}}$	<i>0,84 in</i>	<i>0,021 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
$D_{\text{interior}}$	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>

<b>CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN</b>	
$V_{\text{recalculada}}$ (m/s)	0,13

Re	363,63
(4f)	0,18

➤ *Línea K53-54 (Salida filtro – Entrada bomba K)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> operación (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	93,667
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	2,980·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,06
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00050
D (m)	0,025

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	5,302·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,060
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (K53-54)		
Diámetro Nominal	¾	
Schedule	10S	
D <sub>exterior</sub>	1,05 in	0,027 m
Espesor	0,083 in	0,002 m
D <sub>interior</sub>	0,884 in	0,022 m

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,08
Re	276,51
(4f)	0,23

➤ *Línea K55-56 (Salida bomba K – Entrada válvula de presión)*

DATOS DEL FLUIDO	
$T^a_{operación}$ (°C)	90
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	93,667
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$2,980 \cdot 10^{-5}$
$V_{supuesta}$ (m/s)	0,15
$S_{inicial}$ (m <sup>2</sup> )	0,00020
D (m)	0,016

CONDICIONES DE DISEÑO	
$T^a$ (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{mín}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
$t_{mín + c}$ (in)	0,059
$t_{mín + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (K55-56)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
$D_{exterior}$	<i>0,84 in</i>	<i>0,021 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
$D_{interior}$	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,13
Re	362,66
(4f)	0,18

➤ **Línea VP-57 (Tramo entrada desaireación)**

DATOS DEL FLUIDO	
$T^a_{operación}$ (°C)	90
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	93,667
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$2,980 \cdot 10^{-5}$
$V_{supuesta}$ (m/s)	0,15
$S_{inicial}$ (m <sup>2</sup> )	0,00020
D (m)	0,016

CONDICIONES DE DISEÑO	
$T^a$ (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{mín}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
$t_{mín + c}$ (in)	0,059
$t_{mín + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (VP-57)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,84 in</i>	<i>0,021 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,13
Re	362,66
(4f)	0,18

En este caso, la presión de operación son 3 mbar. No obstante, dados los resultados de las comprobaciones obtenidas hasta ahora, se puede asegurar que las tuberías soportarán dichas condiciones.

➤ *Línea L58-59 (Salida desaireación – Entrada bomba L)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> <sub>operación</sub> (°C)	90
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	93,667
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	2,980·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,06
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00050
D (m)	0,025

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
t <sub>mín</sub> (in)	5,302·10 <sup>-4</sup>
t <sub>mín + c</sub> (in)	0,060
t <sub>mín + c, M</sub> (in)	0,068

Conducción Normalizada (L58-59)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>3/4</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
V <sub>recalculada</sub> (m/s)	0,08
Re	276,51
(4f)	0,23



➤ **Línea L60-61 (Salida bomba L – Entrada válvula reguladora de presión)**

DATOS DEL FLUIDO	
$T^a_{operación}$ (°C)	90
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	93,667
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$2,980 \cdot 10^{-5}$
$V_{supuesta}$ (m/s)	0,15
$S_{inicial}$ (m <sup>2</sup> )	0,00020
D (m)	0,016

CONDICIONES DE DISEÑO	
$T^a$ (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{mín}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
$t_{mín + c}$ (in)	0,059
$t_{mín + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (L60-61)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,84 in</i>	<i>0,021 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,13
Re	362,66
(4f)	0,18

➤ **Línea VP-62 (Tramo entrada desodorizador)**

DATOS DEL FLUIDO	
$T^a_{operación}$ (°C)	165

$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	837,98
$\mu$ (Pa·s)	0,00026
W (Kg/h)	93,667
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$3,105 \cdot 10^{-5}$
$V_{supuesta}$ (m/s)	0,15
$S_{inicial}$ (m <sup>2</sup> )	0,00021
D (m)	0,016

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	185
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{mín}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
$t_{mín + c}$ (in)	0,059
$t_{mín + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (VP-62)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>1/2</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>0,84 in</i>	<i>0,021 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,674 in</i>	<i>0,017 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,13
Re <sup>61</sup>	7194,47
(4f)	0,009

➤ *Línea M63-64 (Salida desodorizador – Entrada bomba M)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> operación (°C)	250

<sup>61</sup> Aunque, en este caso, el régimen no es laminar, como tampoco llega a ser turbulento, el factor (4f) se calculará como hasta ahora.

$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	798,20
$\mu$ (Pa·s)	$9,1 \cdot 10^{-6}$
W (Kg/h)	90,985
$Q_v$ (m <sup>3</sup> /s)	$3,166 \cdot 10^{-5}$
$V_{supuesta}$ (m/s)	0,06
$S_{inicial}$ (m <sup>2</sup> )	0,00053
D (m)	0,026

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	270
P (psi)	16,17

DATOS DEL MATERIAL <sup>62</sup>	
Material	Acero Inoxidable 316
S (psi)	17900
E	0,8
Yield (psi)	30000
Y	0,4

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{mín}$ (in)	$5,924 \cdot 10^{-4}$
$t_{mín + c}$ (in)	0,060
$t_{mín + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (M63-64)		
<i>Diámetro Nominal</i>	<i>3/4</i>	
<i>Schedule</i>	<i>10S</i>	
<i>D<sub>exterior</sub></i>	<i>1,05 in</i>	<i>0,027 m</i>
<i>Espesor</i>	<i>0,083 in</i>	<i>0,002 m</i>
<i>D<sub>interior</sub></i>	<i>0,884 in</i>	<i>0,022 m</i>

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{recalculada}$ (m/s)	0,08
Re	157430,7
$\epsilon/D$	0,0018
(4f)	0,0055

<sup>62</sup> En este caso, al ser la temperatura de diseño bastante elevada, es necesario contemplar el cambio en las propiedades del material.

El factor  $\epsilon/D$  es el factor de rugosidad y depende del tipo de material y del diámetro de la conducción. En este caso, es necesario para utilizarlo en la gráfica de Moody que se presenta a continuación, para averiguar, con el número de Reynolds, el factor  $(4f)$ , todo ello por tratarse de un régimen turbulento.

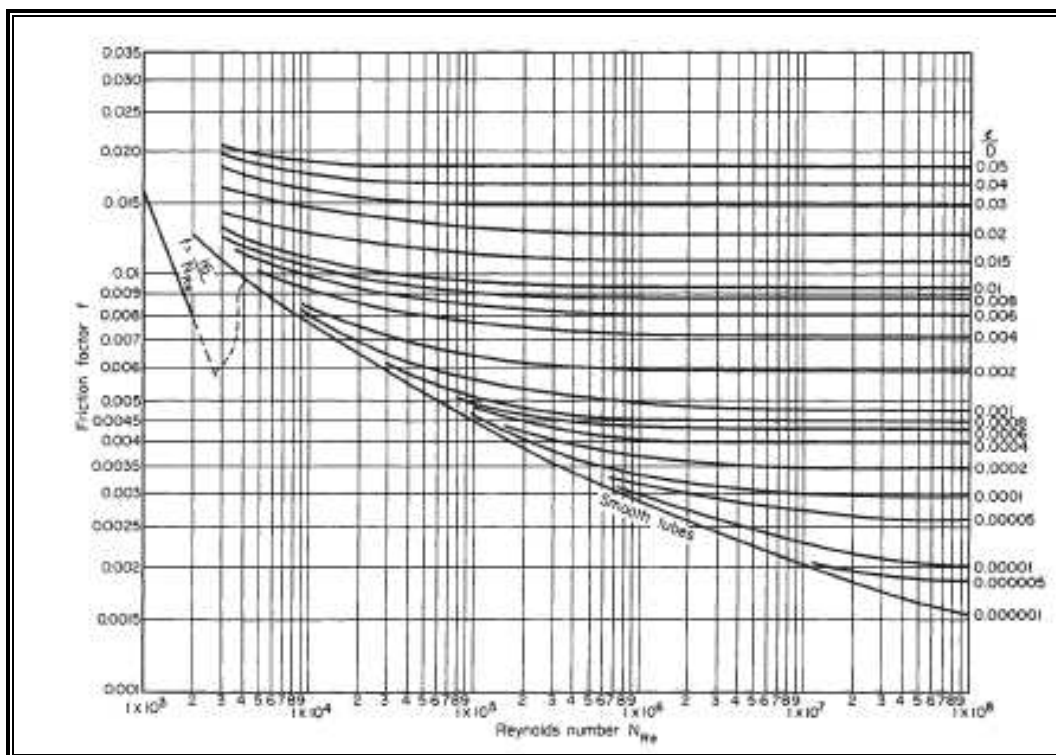


Fig. AII-8.1 Gráfica de Moody para el cálculo del factor de fricción de Fanning

➤ *Línea M65-66 (Salida desodorizador – Entrada bomba M)*

DATOS DEL FLUIDO	
T <sup>a</sup> operación (°C)	90
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
W (Kg/h)	90,985
Q <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /s)	2,895·10 <sup>-5</sup>
V <sub>supuesta</sub> (m/s)	0,15
S <sub>inicial</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00019
D (m)	0,016

CONDICIONES DE DISEÑO	
T <sup>a</sup> (°C)	110
P (psi)	16,17

CÁLCULO DEL ESPESOR MÍNIMO	
$t_{\text{mín}}$ (in)	$4,242 \cdot 10^{-4}$
$t_{\text{mín} + c}$ (in)	0,059
$t_{\text{mín} + c, M}$ (in)	0,068

Conducción Normalizada (M65-66)		
<i>Diámetro Nominal</i>	$\frac{1}{2}$	
<i>Schedule</i>	10S	
$D_{\text{exterior}}$	0,84 in	0,021 m
<i>Espesor</i>	0,083 in	0,002 m
$D_{\text{interior}}$	0,674 in	0,017 m

CÁLCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN	
$V_{\text{recalculada}}$ (m/s)	0,13
Re	352,28
(4f)	0,18

## 8.2. Cálculo de bombas

En este apartado se detallarán las propiedades y especificaciones necesarias (presión mínima aportada por la bomba) para la adquisición de las bombas en el mercado.

En este apartado también se incluirán los cálculos que justifican la omisión de estos equipos en ciertos puntos de la planta; éstos serán los casos en los que el fluido caiga por gravedad.

Por otro lado, se mostrarán sólo los cálculos realizados para la primera bomba, exponiendo únicamente los resultados de dichos cálculos para el resto de los equipos impulsores.

➤ **Bomba A**

Esta bomba deberá aspirar el aceite a tratar del depósito de alimentación para impulsarlo hasta el depósito mezclador de ácido fosfórico. Este trayecto incluye el paso, primeramente, por el economizador de la etapa de Decoloración, donde el aceite sufre un primer precalentamiento, y, a continuación, por el cambiador de calor sito en la etapa de Desgomado y que llevará al fluido hasta la temperatura de operación.

La ecuación fundamental que se aplica para el cálculo de la presión que ha de aportar una bomba es la ecuación de Bernoulli, que establece la siguiente relación entre dos puntos de una conducción:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + z_1 = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} + z_2 + H_f$$

donde:

$P_1$  y  $P_2$ : presión en los puntos 1 y 2

$\rho$ : Densidad

$g$ : aceleración de la gravedad (9,81 m/s<sup>2</sup>)

$V_1$  y  $V_2$ : Velocidad del fluido en los puntos 1 y 2

$z_1$  y  $z_2$ : Altura del fluido en los puntos 1 y 2

$H_f$ : Pérdida de carga en metros de columna de líquido, producida por la misma tubería y por los accesorios presentes desde el punto 1 al punto 2. La pérdida de carga producida por la tubería recta se calculará mediante la ecuación de Fanning, es decir:

$$h_{f \text{ tubería recta}} = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g}$$

donde el factor (4f) ya fue calculado en el apartado de *Cálculo de tuberías*. Por otro lado, la pérdida de carga producida por cada uno de los accesorios vendrá dada por la siguiente ecuación:

$$h_{f \text{ accesorio}} = K \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g}$$

donde el valor de K depende del accesorio del que se trate. En la siguiente tabla aparecen valores de K para los distintos accesorios presentes en el sistema de tuberías:

Accesorio	$K_f$
Codo 45°	0,35
Codo 90°	0,75
Te	1
Retorno en U	1,5
Unión	0,04
Ensanchamiento repentino <sup>63</sup>	$(1-A_1/A_2)^2$
Reducción repentina <sup>64</sup>	$0,55 \cdot (1-A_2'/A_1')$
Válvula de compuerta	0,17
Válvula de globo	6
Válvula retención (de bola)	70
Válvula de 3 vías	0,15

Finalmente, la suma de  $h_{f \text{ tubería recta}}$  y  $h_{f \text{ accesorios}}$  darán lugar a  $H_f$ .

Para calcular la presión que debe aportar una bomba, es necesario aplicar la ecuación de Bernouilli en la línea de aspiración y en la de descarga.

✓ Línea de aspiración A1-2

Esta conducción parte del depósito de alimentación y llega hasta el punto de aspiración de la bomba A.

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	20
W (Kg/h)	100
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	905,84
$\mu$ (Pa·s)	0,087

<sup>63</sup>  $A_1$  es la sección de diámetro menor y  $A_2$  la de diámetro mayor.

<sup>64</sup> En este caso,  $A_1'$  es la sección de diámetro mayor y  $A_2'$  la de menor diámetro.

D (m)	0,022
L <sub>tubería</sub> (m)	4,7
V <sub>1</sub> = V <sub>2</sub> (m/s)	0,08
z <sub>1</sub> (m)	0,5
z <sub>2</sub> (m)	0,35
(4f)	3,52

\* Es importante indicar que las longitudes de tubería que se considerarán son valores aproximados.

➔ *Cálculo de  $h_{f \text{ tubería recta}}$*

Aplicando la ecuación de Fanning correspondiente, se obtiene lo siguiente:

$$h_{f \text{ tubería recta}} = 3,52 \cdot \frac{4,7}{0,022} \cdot \frac{0,08^2}{2 \cdot 9,81} = 0,2248 \text{ m}$$

➔ *Cálculo de  $h_{f \text{ accesorios}}$*

En la siguiente tabla se muestran los accesorios empleados en este tramo de tubería junto con el valor de la pérdida de carga que producen cada uno de ellos, calculada como se ha indicado anteriormente:

Accesorios	Nº	$h_{f \text{ accesorio}}$ (m)
Reducción (Depósito aliment.-tubería)	1	0,00016
Codo 90°	1	0,00023
Válvula de compuerta	1	$5,1966 \cdot 10^{-5}$
Reducción (Tubería-Bomba 1)	1	$3,3625 \cdot 10^{-5}$

\* Consideraciones generales:

- En el caso de las reducciones o ensanchamientos depósito-tubería o tubería-depósito, respectivamente, el diámetro mayor será el interior del depósito en cuestión y el menor será, lógicamente, el interior de la tubería.



- En las conexiones tubería-bomba se considerará que se produce una reducción de la sección, de manera que se tomará como diámetro de succión de la bomba 0,8 veces el diámetro de la tubería de aspiración. Por otro lado, el diámetro de impulsión de la bomba se considerará 1,2 veces el diámetro de la tubería de impulsión, tratándose entonces de otra reducción repentina.

Por tanto, la pérdida de carga total será:

$$H_{f \text{ total}} = h_{f \text{ tubería recta}} + \Sigma h_{f \text{ accesorios}} \Rightarrow H_{f \text{ total}} = 0,2253 \text{ m}$$

➔ *Cálculo de P<sub>2</sub>*

La presión en el punto 1, es decir, en el depósito de alimentación, es la presión atmosférica más la que ejerce la columna de líquido; considerando que ésta es sólo el 10% de la altura total del depósito (situación más desfavorable), P<sub>1</sub> sería:

$$P_1 = P_{atm} + \rho \cdot g \cdot h = 101325 + 905,84 \cdot 9,81 \cdot (0,10 \cdot 2,122) \Rightarrow P_1 = 103210,93 \text{ Pa}$$

Por tanto, aplicando la ecuación de Bernouilli, la presión en el punto 2, es decir, en el punto de aspiración de la bomba, es:

$$P_2 = \left( \frac{P_1}{\rho \cdot g} + z_1 - z_2 - H_f \right) \cdot \rho \cdot g = \left( \frac{103210,93}{905,84 \cdot 9,81} + 0,5 - 0,35 - 0,2253 \right) \cdot 905,84 \cdot 9,81$$

$$\Rightarrow P_2 = 102541,68 \text{ Pa}$$

✓ Línea de impulsión A3-4

Esta conducción parte del punto de impulsión de la bomba A y pasa por los intercambiadores anteriormente comentados.

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	52,5
W (Kg/h)	100
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	890,63

$\mu$ (Pa·s)	0,024
D (m)	0,017
$L_{\text{tubería}}$ (m)	32
$V_3 = V_4$ (m/s)	0,13
$z_3$ (m)	0,35
$z_4$ (m)	4,03
(4f)	2,69

➔ *Cálculo de  $h_{f \text{ tubería recta}}$*

Aplicando la ecuación de Fanning correspondiente, se obtiene lo siguiente:

$$h_{f \text{ tubería recta}} = 2,69 \cdot \frac{32}{0,017} \cdot \frac{0,13^2}{2 \cdot 9,81} = 4,52 \text{ m}$$

➔ *Cálculo de  $h_{f \text{ accesorios}}$*

Las pérdidas de carga ocasionadas por los accesorios son las siguientes:

Accesorios	Nº	$h_{f \text{ accesorio}}$ (m)
Reducción (Bomba-tubería)	1	$8,292 \cdot 10^{-5}$
Válvula de retención	1	0,0633
Válvula de compuerta	1	0,0002
Válvula de globo	1	0,0054
Codo 90°	24	0,0163
Ensanchamiento (Tubería-Mezclador ácido)	1	0,0007

Por tanto, la pérdida de carga total será:

$$H_{f \text{ total}} = h_{f \text{ tubería recta}} + \Sigma h_{f \text{ accesorios}} \Rightarrow H_{f \text{ total}} = 4,61 \text{ m}$$

➔ *Cálculo de  $P_3$*

La presión en el punto 4, es decir, en el depósito mezclador, ha de ser, como mínimo, la presión atmosférica. Por tanto, aplicando la ecuación de Bernouilli, la presión en el punto 3, es decir, en el punto de impulsión de la bomba, es:

$$P_3 = \left( \frac{P_4}{\rho \cdot g} + z_4 - z_3 + H_f \right) \cdot \rho \cdot g = \left( \frac{101325}{890,63 \cdot 9,81} + 4,03 - 0,35 + 4,61 \right) \cdot 890,63 \cdot 9,81$$

$$\Rightarrow P_3 = 173741,52 \text{ Pa}$$

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba A debe aportar es:

$$P_{\text{aportada por bomba A}} = (P_3 - P_2) \cdot 1,1 \Rightarrow P_{\text{aportada por bomba A}} = \mathbf{78319,83 \text{ Pa}}$$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$$H_{\text{bomba A}} = P_{\text{aportada por bomba A}} / (\rho \cdot g) \Rightarrow H_{\text{bomba A}} = \mathbf{8,96 \text{ m}}$$

✓ Cálculo del NPSH<sub>d</sub>

El NPSH<sub>d</sub> se calcula según la siguiente fórmula:

$$NPSH_d = \frac{P_a - P_{\text{vapor}}}{\rho \cdot g} \pm H_a - H_{f \text{ aspiración}}$$

donde:

- P<sub>a</sub>: Presión en el punto inicial de aspiración (en este caso, P<sub>1</sub>).
- P<sub>vapor</sub>: Presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo.
- H<sub>a</sub>: Altura geométrica de aspiración. Esta altura será positiva si el líquido a aspirar se encuentra por encima del nivel de la bomba, siendo negativa en caso contrario.
- H<sub>f aspiración</sub>: Pérdida de carga en la aspiración del líquido.

La presión de vapor del aceite a 20 °C se estima que puede ser del orden de  $10^{-11}$  bar, es decir,  $1,01 \cdot 10^{-6}$  Pa. Por tanto, el  $NPSH_d$  para esta bomba, según está situada, es el siguiente:

$$NPSH_d = \frac{103210,93 - 1,01 \cdot 10^{-6}}{287 \cdot 9,81} + (0,5 - 0,35) - 0,2253 \Rightarrow NPSH_d = 11,54 \text{ m}$$

➤ ***Líneas A5-6, A7-8, A9-10 → Circulación del fluido por gravedad***

En las líneas A5-6, A7-8 y A9-10 se han aprovechado las diferencias de altura para el trasiego del fluido. Para comprobar la acertada omisión de los equipos impulsores, se procederá a la exposición de los cálculos realizados, donde se comprobará que la presión con la que llega el fluido al punto final es, al menos, la presión atmosférica.

✓ **Línea A5-6**

La línea A5-6 se corresponde con la conducción que comienza a la salida del mezclador de ácido y finaliza en el punto de entrada del depósito de retención de la etapa de Desgomado, pasando durante el recorrido por el mezclador estático.

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	85
W (Kg/h)	100,118
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
μ (Pa·s)	0,0065
D (m)	0,017
L <sub>tubería</sub> (m)	1,07
V <sub>5</sub> (m/s)	0,138
V <sub>6</sub> (m/s)	0,141
z <sub>5</sub> (m)	3,80
z <sub>6</sub> (m)	3,60
(4f)	0,25

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,0154	
-----		
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>
Reducción (mezclador ácido-tubería)	1	0,00046
Válvula de globo	1	0,00606
Codo 45°	2	0,00068
Te	1	0,00097
Ensanchamiento (tubería-mezcl. estático)	1	$4,927 \cdot 10^{-5}$
Reducción (mezcl. estático-tubería)	1	0,00012
Ensanchamiento (tubería-depósito retención)	1	0,00090
$H_{f\ total}$ (m)	0,0246	

➔  $P_5 = 101616,88$  Pa (presión a la salida del depósito mezclador de ácido, es la presión atmosférica más la que ejerce la columna de líquido, considerando que ésta es sólo el 10% de la altura total del depósito).

➔ Pérdida de presión debida al mezclador estático.

El mezclador estático en sí produce una pérdida de presión que es necesario contabilizar. Para ello, se recurre a la siguiente expresión empírica:

$$\text{Pérdida de presión por elemento} = \frac{2,5 \cdot 10^{-4} \cdot Q \cdot \mu}{D}$$

donde:

- Pérdida de presión (psi)
- Q (gpm): caudal volumétrico
- $\mu$  (cP): viscosidad
- D (in): diámetro interior del mezclador

Así pues, sustituyendo los datos oportunos, se obtiene que la pérdida de presión por elemento es:

$$Pérdida de presión por elemento = \frac{2,5 \cdot 10^{-4} \cdot 0,5035 \cdot 6,512}{87} = 0,0012 \text{ psi}$$

Por tanto, teniendo en cuenta que el mezclador estático contiene 12 elementos, la pérdida de presión originada por este dispositivo es:

$$Pérdida de presión por el mezclador estático = 12 \cdot 0,0012 = 0,015 \text{ psi} = 102,99 \text{ Pa}$$

➔ Cálculo de  $P_6$

La presión en el punto 6, es decir, con la que llega el aceite al depósito de retención, considerando la presión en el punto 5 y las pérdidas de carga indicadas, es  $P_6 = 103019,51 \text{ Pa}$ . Como se puede observar, es mayor a la atmosférica, por lo que no es necesario disponer de bomba alguna en este punto.

✓ Línea A7-8

La línea A7-8 se corresponde con la conducción que comienza a la salida del depósito de retención y finaliza en el punto de entrada de la centrífuga de la etapa de Desgomado.

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	85
W (Kg/h)	102,120
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
$\mu$ (Pa·s)	0,0065
D (m)	0,017
$L_{\text{tubería}}$ (m)	2,17
$V_7 = V_8$ (m/s)	0,14
$z_7$ (m)	3,05
$z_8$ (m)	0,887
(4f)	0,20

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,0252	
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>
Reducción (depósito retención-tubería)	1	0,00052
Válvula de globo	1	0,00606
Válvula de tres vías	1	0,00015
Reducción (tubería-centrífuga)	1	0,00010
$H_{f\text{total}}$ (m)	0,0321	

\* Consideraciones generales:

- En las conexiones tubería-centrífuga se considerará que se produce una reducción de la sección, de manera que se tomará como diámetro de entrada a la centrífuga 0,9 veces el diámetro de la tubería. Por otro lado, el diámetro de salida de la centrífuga se considerará 1,1 veces el diámetro de la tubería, tratándose entonces de otra reducción repentina.

➔  $P_7 = 102087,84$  Pa (presión a la salida del depósito de retención; es la presión atmosférica más la que ejerce la columna de líquido, considerando que ésta es sólo el 10% de la altura total del depósito).

➔ Cálculo de  $P_8$

La presión en el punto 8, es decir, con la que llega el aceite a la centrífuga, considerando la presión en el punto 7 y las pérdidas de carga indicadas, es  $P_8 = 120417,91$  Pa. Como se puede observar, es mayor a la atmosférica, por lo que no es necesario disponer de bomba alguna en este punto.

✓ Línea A9-10

La línea A9-10 se corresponde con la conducción que comienza a la salida de la centrífuga y finaliza en el punto de entrada del depósito pulmón.

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	85

W (Kg/h)	94,323
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
$\mu$ (Pa·s)	0,0065
D (m)	0,022
L <sub>tubería</sub> (m)	0,5
V <sub>9</sub> = V <sub>10</sub> (m/s)	0,08
z <sub>9</sub> (m)	0,887
z <sub>10</sub> (m)	0,887
(4f)	0,28

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f tubería recta</sub> (m)	0,0018	
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b>h<sub>f accesorio</sub></b>
Reducción (centrífuga-tubería)	1	1,456·10 <sup>-5</sup>
Ensanchamiento (tubería-dep. pulmón)	1	0,00020
H <sub>f total</sub> (m)	0,0020	

➔ P<sub>9</sub> = 101325 Pa (presión a la salida de la centrífuga; es la presión atmosférica).

➔ Cálculo de P<sub>10</sub>

La presión en el punto 9, es decir, con la que llega el aceite al recipiente pulmón, considerando la presión en el punto 9 y las pérdidas de carga indicadas, es  $P_{10} = 101307,56 \text{ Pa}$ . En este caso se considerará que la pérdida de carga es despreciable, por lo que no será necesario disponer de bomba alguna en este punto.

#### ➤ **Bomba B**

Esta bomba deberá aspirar el aceite a tratar del depósito pulmón para impulsarlo hasta el depósito de retención de la etapa de Neutralización. Este trayecto incluye el paso por el mezclador estático.



✓ Línea de aspiración B11-12

La línea B11-12 se corresponde con la conducción que comienza a la salida del depósito pulmón y finaliza en el punto de entrada a la bomba B.

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	85
W (Kg/h)	94,323
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
μ (Pa·s)	0,0065
-----	
D (m)	0,022
L <sub>tubería</sub> (m)	0,170
V <sub>11</sub> = V <sub>12</sub> (m/s)	0,08
Z <sub>11</sub> (m)	0,659
z <sub>12</sub> (m)	0,350
(4f)	0,28

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f</sub> tubería recta (m)	0,0006	
-----		
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b>h<sub>f</sub> accesorio</b>
Reducción (dep. pulmón-tubería)	1	0,00013
Válvula de globo	1	0,00175
Codo de 90°	1	0,00022
Válvula de compuerta	1	4,950·10 <sup>-5</sup>
Reducción (tubería-bomba B)	1	3,203·10 <sup>-5</sup>
<b>H<sub>f</sub>total (m)</b>	<b>0,0028</b>	

➔  $P_{11} = 101623 \text{ Pa}$  ( $P_{\text{atm}} + P_{\text{columna líquido 10\% altura total}}$ ).

➔  $P_{12} = 104254,00 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

✓ Línea de impulsión B13-39

Según si se decide realizar refinación química o física, la bomba B deberá impulsar el fluido hacia puntos distintos. Si la refinación es química, la bomba deberá hacer llegar el aceite hasta el depósito de retención de la etapa de Neutralización; en caso de ser refinación física, dicha bomba deberá impulsar el aceite hasta la unidad de secado. Como en este último caso el recorrido es mayor, será el que se considere para decidir la presión mínima que debe aportar esta bomba.

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	85
W (Kg/h)	94,323
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42
μ (Pa·s)	0,0065
D (m)	0,017
L <sub>tubería</sub> (m)	7,45
V <sub>13</sub> = V <sub>39</sub> (m/s)	0,13
z <sub>13</sub> (m)	0,35
z <sub>39</sub> (m)	4,3
(4f)	0,21

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f</sub> tubería recta (m)	0,080	
<b>Accesorio</b>		<b>Nº</b> <b>h<sub>f</sub> accesorio</b>
Reducción (bomba B-tubería)	1	7,899·10 <sup>-5</sup>
Válvula de retención	1	0,06032
Válvula de compuerta	1	0,00015
Válvula de tres vías	2	0,00026
Codo de 90°	5	0,00323
H <sub>f total</sub> (m)	0,1442	

➔ P<sub>39</sub> = 101325 Pa (= P<sub>atm</sub>).

→  $P_{13} = 137083,77 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba B debe aportar es:

$$P_{\text{aportada por bomba B}} = (P_{13} - P_{12}) \cdot 1,1 \Rightarrow P_{\text{aportada por bomba B}} = 36112,75 \text{ Pa}$$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$$H_{\text{bomba B}} = P_{\text{aportada por bomba B}} / (\rho \cdot g) \Rightarrow H_{\text{bomba B}} = 4,21 \text{ m}$$

→  $NPSH_d = 12,14 \text{ m}$

DATOS PARA EL CÁLCULO DEL NPSH <sub>d</sub>	
P <sub>a</sub> = P <sub>11</sub> (Pa)	101623,68
P <sub>vapor</sub> (T <sup>a</sup> = 85 °C) (Pa)	0,0101
H <sub>a</sub> (m)	0,659 – 0,350
H <sub>f aspiración</sub> (m)	0,0028

Nota: Esta bomba aportar una presión mínima de 25615,54 Pa para llegar al depósito de retención de la etapa de Neutralización, lo cual no debe suponer ningún problema.

➤ *Línea B15-16, B17-18 → Circulación del fluido por gravedad*

✓ Línea B15-16

En este caso, el aceite circula por gravedad desde el depósito de retención de la etapa de Neutralización hasta la centrífuga correspondiente.

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	85
W (Kg/h)	107,804
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	875,42

$\mu$ (Pa·s)	0,0065
D (m)	0,017
$L_{\text{tubería}}$ (m)	2,17
$V_{15} = V_{16}$ (m/s)	0,15
$z_{15}$ (m)	3,05
$z_{16}$ (m)	0,887
(4f)	0,19

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,0267	
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>
Reducción (depósito retención-tubería)	1	0,00058
Válvula de globo	1	0,00675
Reducción (tubería-centrífuga)	1	$6,191 \cdot 10^{-5}$
$H_{f\text{total}}$ (m)	0,0341	

→  $P_{15} = 102087,84 \text{ Pa}$  ( $= P_{\text{atm}} + P_{\text{columna líquido 10\% altura total}}$ ).

→  $P_{16} = 120401,11 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)  $> P_{\text{atm}}$ .

✓ Línea B17-18

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	90
W (Kg/h)	70,624
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,022
$L_{\text{tubería}}$ (m)	0,5
$V_{17} = V_{18}$ (m/s)	0,06

$z_{17}$ (m)	0,887
$z_{18}$ (m)	0,887
(4f)	0,31

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,00112	
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>
Reducción (centrífuga-tubería)	1	$8,206 \cdot 10^{-6}$
Ensanchamiento (tubería-lavador 1)	1	0,000111
$H_{f\ total}$ (m)	0,00124	

➔  $P_{17} = 101325$  Pa (=  $P_{atm}$ ).

➔  $P_{18} = 101314,37$  Pa (aplicando Bernouilli)  $\Rightarrow$  La pérdida de carga se considerará despreciable, por lo que no se empleará ningún dispositivo impulsor.

➤ **Bomba C**

Esta bomba deberá aspirar el aceite a tratar del depósito lavador 1 para impulsarlo hasta la primera centrífuga de lavado.

✓ Línea de aspiración C19-20

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	90
W (Kg/h)	77,686
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,022
$L_{tubería}$ (m)	0,170

$V_{19} = V_{20}$ (m/s)	0,06
$z_{19}$ (m)	0,659
$z_{20}$ (m)	0,350
(4f)	0,28

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,00042	
----- <b>Accesorio</b>		
	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>
Reducción (lavador 1-tubería)	1	$8,991 \cdot 10^{-5}$
Válvula de globo	1	0,00119
Codo de 90°	1	0,00015
Válvula de compuerta	1	$3,376 \cdot 10^{-5}$
Reducción (tubería-bomba C)	1	$3,972 \cdot 10^{-5}$
$H_{f\ total}$ (m)	0,0019	

→  $P_{19} = 101622,89$  Pa ( $P_{atm} + P_{columna\ líquido\ 10\%\ altura\ total}$ ).

→  $P_{20} = 104253,66$  Pa (aplicando Bernouilli)

✓ Línea de impulsión C21-22

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	90
W (Kg/h)	77,686
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
-----	
D (m)	0,017
$L_{tubería}$ (m)	3,48
$V_{21} = V_{22}$ (m/s)	0,11
$z_{21}$ (m)	0,35
$z_{22}$ (m)	0,887

(4f)	0,21
------	------

<b>CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA</b>		
h <sub>f</sub> tubería recta (m)	0,025	
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b>h<sub>f</sub> accesorio</b>
Reducción (bomba C-tubería)	1	5,387·10 <sup>-5</sup>
Válvula de retención	1	0,04114
Válvula de compuerta	1	9,990·10 <sup>-5</sup>
Codo de 90°	4	0,00176
Reducción (tubería-centrífuga lav. 1)	1	5,877·10 <sup>-5</sup>
H <sub>f total</sub> (m)	0,0685	

→  $P_{22} = 101325 \text{ Pa} (= P_{\text{atm}})$ .

→  $P_{21} = 106511,06 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba C debe aportar es:

$$P_{\text{aportada por bomba C}} = (P_{21} - P_{20}) \cdot 1,1 \Rightarrow \mathbf{P_{\text{aportada por bomba C}} = 2483,14 \text{ Pa}}$$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$$\mathbf{H_{\text{bomba C}} = 0,290 \text{ m}}$$

→  $NPSH_d = 12,17 \text{ m}$

<b>DATOS PARA EL CÁLCULO DEL NPSH<sub>d</sub></b>	
P <sub>a</sub> = P <sub>19</sub> (Pa)	101622,89
P <sub>vapor</sub> (T <sup>a</sup> = 90 °C) (Pa)	0,0101
H <sub>a</sub> (m)	0,659 – 0,350

$H_{f \text{ aspiración (m)}}$	0,0019
--------------------------------	--------

➤ *Línea C23-24 → Circulación del fluido por gravedad*

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	90
W (Kg/h)	65,856
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,022
$L_{\text{tubería}}$ (m)	0,5
$V_{23} = V_{24}$ (m/s)	0,06
$z_{23}$ (m)	0,887
$z_{24}$ (m)	0,887
(4f)	0,33

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_{f \text{ tubería recta (m)}}$	0,00105	
<b>Accesorio</b>		
	<b>Nº</b>	<b><math>h_{f \text{ accesorio}}</math></b>
Reducción (centrífuga lav.1-tubería)	1	$7,136 \cdot 10^{-6}$
Ensanchamiento (tubería-lavador 2)	1	$9,671 \cdot 10^{-5}$
$H_{f \text{ total (m)}}$	0,00115	

➔  $P_{23} = 101325 \text{ Pa}$  ( $= P_{\text{atm}}$ ).

➔  $P_{24} = 101315,15 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)  $\Rightarrow$  La pérdida de carga se considerará despreciable, por lo que no se empleará ningún dispositivo impulsor.



➤ **Bomba D**

Esta bomba deberá aspirar el aceite a tratar del depósito lavador 2 para impulsarlo hasta la segunda centrífuga de lavado.

✓ Línea de aspiración D25-26

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	90
W (Kg/h)	72,442
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,022
L <sub>tubería</sub> (m)	0,170
V <sub>25</sub> = V <sub>26</sub> (m/s)	0,06
z <sub>25</sub> (m)	0,659
z <sub>26</sub> (m)	0,350
(4f)	0,30

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f tubería recta</sub> (m)	0,00039	
<b>Accesorio</b>		
	Nº	h <sub>f accesorio</sub>
Reducción (lavador 2-tubería)	1	7,818·10 <sup>-5</sup>
Válvula de globo	1	0,00104
Codo de 90°	1	0,00013
Válvula de compuerta	1	2,936·10 <sup>-5</sup>
Reducción (tubería-bomba D)	1	3,454·10 <sup>-5</sup>
H <sub>f total</sub> (m)	0,0017	

➔  $P_{25} = 101622,89 \text{ Pa}$  ( $P_{\text{atm}} + P_{\text{columna líquido 10\% altura total}}$ ).

➔  $P_{26} = 104255,58 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

✓ Línea de impulsión D27-28

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	90
W (Kg/h)	72,442
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,017
L <sub>tubería</sub> (m)	3,48
V <sub>27</sub> = V <sub>28</sub> (m/s)	0,10
z <sub>27</sub> (m)	0,35
z <sub>28</sub> (m)	0,887
(4f)	0,23

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f tubería recta</sub> (m)	0,024	
<b>Accesorio</b>		
	Nº	h <sub>f accesorio</sub>
Reducción (bomba D-tubería)	1	4,684·10 <sup>-5</sup>
Válvula de retención	1	0,03577
Válvula de compuerta	1	8,687·10 <sup>-5</sup>
Codo de 90°	4	0,00153
Reducción (tubería-centrífuga lav. 2)	1	5,110·10 <sup>-5</sup>
H <sub>f total</sub> (m)	0,0612	

➔ P<sub>28</sub> = 101325 Pa (= P<sub>atm</sub>).

➔ P<sub>27</sub> = 106448,21 Pa (aplicando Bernouilli)

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba D debe aportar es:

$$P_{\text{aportada por bomba D}} = (P_{27} - P_{26}) \cdot 1,1 \Rightarrow P_{\text{aportada por bomba D}} = \mathbf{2411,89 \text{ Pa}}$$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$$H_{\text{bomba D}} = \mathbf{0,282 \text{ m}}$$

$$\rightarrow NPSH_d = 12,17 \text{ m}$$

DATOS PARA EL CÁLCULO DEL NPSH <sub>d</sub>	
$P_a = P_{25}$ (Pa)	101622,89
$P_{\text{vapor}}$ ( $T^a = 90 \text{ }^\circ\text{C}$ ) (Pa)	0,0101
$H_a$ (m)	0,659 – 0,350
$H_{f \text{ aspiración}}$ (m)	0,0019

➤ *Línea D29-30 → Circulación del fluido por gravedad*

DATOS INICIALES	
$T^a$ ( $^\circ\text{C}$ )	90
$W$ (Kg/h)	62,496
$\rho$ ( $\text{Kg/m}^3$ )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
$D$ (m)	0,022
$L_{\text{tubería}}$ (m)	0,5
$V_{23} = V_{24}$ (m/s)	0,05
$z_{29}$ (m)	0,887
$z_{30}$ (m)	0,887
(4f)	0,35

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA	
$h_{f \text{ tubería recta}}$ (m)	0,00105

Accesorio	N°	$h_f$ accesorio
Reducción (centrífuga lav.2-tubería)	1	$6,426 \cdot 10^{-6}$
Ensanchamiento (tubería-lavador 3)	1	$8,709 \cdot 10^{-5}$
$H_{f\ total} (m)$	$0,00109$	

➔  $P_{29} = 101325 \text{ Pa}$  ( $= P_{atm}$ ).

➔  $P_{30} = 101315,70 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)  $\Rightarrow$  La pérdida de carga se considerará despreciable, por lo que no se empleará ningún dispositivo impulsor.

➤ **Bomba E**

Esta bomba deberá aspirar el aceite a tratar del depósito lavador 3 para impulsarlo hasta la tercera centrífuga de lavado.

✓ Línea de aspiración E31-32

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	90
W (Kg/h)	68,745
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,022
$L_{tubería}$ (m)	0,170
$V_{31} = V_{32}$ (m/s)	0,06
$z_{31}$ (m)	0,659
$z_{32}$ (m)	0,350
(4f)	0,32

<b>CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA</b>		
h <sub>f</sub> tubería recta (m)	0,00037	
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b>h<sub>f</sub> accesorio</b>
Reducción (lavador 3-tubería)	1	7,041·10 <sup>-5</sup>
Válvula de globo	1	0,00093
Codo de 90°	1	0,00012
Válvula de compuerta	1	2,644·10 <sup>-5</sup>
Reducción (tubería-bomba E)	1	3,110·10 <sup>-5</sup>
<b>H<sub>f</sub> total (m)</b>	<b>0,0015</b>	

➔  $P_{31} = 101622,89 \text{ Pa}$  ( $P_{\text{atm}} + P_{\text{columna líquido 10\% altura total}}$ ).

➔  $P_{32} = 104256,86 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

✓ Línea de impulsión E33-34

<b>DATOS INICIALES</b>	
T <sup>a</sup> (°C)	90
W (Kg/h)	68,745
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
-----	
D (m)	0,017
L <sub>tubería</sub> (m)	3,48
V <sub>33</sub> = V <sub>34</sub> (m/s)	0,10
z <sub>33</sub> (m)	0,35
z <sub>34</sub> (m)	0,887
(4f)	0,24

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,022	
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>
Reducción (bomba E-tubería)	1	$4,218 \cdot 10^{-5}$
Válvula de retención	1	0,03221
Válvula de compuerta	1	$7,823 \cdot 10^{-5}$
Codo de 90°	4	0,00138
Válvula de tres vías	1	0,00765
Reducción (tubería-centrífuga lav. 3)	1	$4,602 \cdot 10^{-5}$
$H_{f\ total}$ (m)	0,0639	

→  $P_{34} = 101325 \text{ Pa}$  ( $= P_{atm}$ ).

→  $P_{33} = 106471,41 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba E debe aportar es:

$$P_{\text{aportada por bomba E}} = (P_{33} - P_{32}) \cdot 1,1 \Rightarrow P_{\text{aportada por bomba E}} = \mathbf{2435,99 \text{ Pa}}$$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$$\mathbf{H_{\text{bomba E}} = 0,284 \text{ m}}$$

→  $NPSH_d = 12,17 \text{ m}$

DATOS PARA EL CÁLCULO DEL NPSH <sub>d</sub>	
$P_a = P_{31}$ (Pa)	101622,89
$P_{\text{vapor}}$ ( $T^a = 90 \text{ °C}$ ) (Pa)	0,0101
$H_a$ (m)	0,659 – 0,350
$H_{f\ \text{aspiración}}$ (m)	0,0015

➤ **Línea E35-36 → Circulación del fluido por gravedad**

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	90
W (Kg/h)	59,367
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,022
L <sub>tubería</sub> (m)	0,5
V <sub>35</sub> = V <sub>36</sub> (m/s)	0,05
z <sub>35</sub> (m)	0,887
z <sub>36</sub> (m)	0,887
(4f)	0,37

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f</sub> tubería recta (m)	0,00094	
<b>Accesorio</b>		
	Nº	h <sub>f</sub> accesorio
Reducción (centrífuga lav.3-tubería)	1	5,799·10 <sup>-6</sup>
Ensanchamiento (tubería-dep. pulmón)	1	7,859·10 <sup>-5</sup>
H <sub>f total</sub> (m)	0,00103	

➔ P<sub>35</sub> = 101325 Pa (= P<sub>atm</sub>).

➔ P<sub>36</sub> = 101316,20 Pa (aplicando Bernouilli) ⇒ La pérdida de carga se considerará despreciable, por lo que no se empleará ningún dispositivo impulsor.

➤ **Bomba F**

Esta bomba deberá aspirar el aceite a tratar del depósito pulmón 3 para impulsarlo hasta la columna de secado.

✓ Línea de aspiración F37-38

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	90
W (Kg/h)	59,367
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,022
L <sub>tubería</sub> (m)	0,170
V <sub>37</sub> = V <sub>38</sub> (m/s)	0,05
z <sub>37</sub> (m)	0,659
z <sub>38</sub> (m)	0,350
(4f)	0,37

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f tubería recta</sub> (m)		0,00032
<b>Accesorio</b>		
	<b>Nº</b>	<b>h<sub>f accesorio</sub></b>
Reducción (dep. pulmón-tubería)	1	5,251·10 <sup>-5</sup>
Válvula de globo	1	0,00070
Codo de 90°	1	8,698·10 <sup>-5</sup>
Válvula de compuerta	1	1,972·10 <sup>-5</sup>
Reducción (tubería-bomba F)	1	1,276·10 <sup>-5</sup>
H <sub>f total</sub> (m)		0,0012

➔  $P_{37} = 101622,89 \text{ Pa}$  ( $P_{\text{atm}} + P_{\text{columna líquido 10\% altura total}}$ ).

➔  $P_{38} = 104259,95 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)



✓ Línea de impulsión F39-40

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	90
W (Kg/h)	94,323
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,017
L <sub>tubería</sub> (m)	9,36
V <sub>39</sub> = V <sub>40</sub> (m/s)	0,10
z <sub>39</sub> (m)	0,5
z <sub>40</sub> (m)	3,8
(4f)	0,18

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f tubería recta</sub> (m)	0,083	
<b>Accesorio</b>		<b>Nº</b> <b>h<sub>f accesorio</sub></b>
Reducción (bomba F-tubería)	1	7,941·10 <sup>-5</sup>
Válvula de retención	1	0,06064
Válvula de compuerta	1	0,00015
Codo de 90°	4	0,00138
Válvula de tres vías	1	0,00260
Válvula de tres vías	2	0,01529
H <sub>f total</sub> (m)	0,1617	

→ P<sub>40</sub> = 101325 Pa (= P<sub>atm</sub>).

→ P<sub>39</sub> = 130974,59 Pa (aplicando Bernouilli)

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba F debe aportar es:

$$P_{\text{aportada por bomba F}} = (P_{39} - P_{38}) \cdot 1,1 \Rightarrow P_{\text{aportada por bomba F}} = 29386,10 \text{ Pa}$$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$$H_{\text{bomba F}} = 3,431 \text{ m}$$

$$\rightarrow NPSH_d = 12,17 \text{ m}$$

DATOS PARA EL CÁLCULO DEL NPSH <sub>d</sub>	
P <sub>a</sub> = P <sub>37</sub> (Pa)	101622,89
P <sub>vapor</sub> (T <sup>a</sup> = 90 °C) (Pa)	0,0101
H <sub>a</sub> (m)	0,659 – 0,350
H <sub>f</sub> aspiración (m)	0,0012

#### ➤ **Bomba H**

Esta bomba deberá aspirar el aceite desde la columna de secado para impulsarlo hasta la unidad de decoloración, concretamente, hasta el mezclador de tierras, cuya altura es mayor, suponiendo, por tanto, una situación más desfavorable. En principio, se podría pensar que el aceite descendería por gravedad, como en casos anteriores, sin embargo, al estar el sistema sometido a vacío, es necesaria la presencia de una bomba que succione el líquido de la columna.

#### ✓ Línea de aspiración H43-44

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	100
W (Kg/h)	93,851
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	868,40
μ (Pa·s)	0,0036
D (m)	0,022
L <sub>tubería</sub> (m)	2,85

$V_{43} = V_{44}$ (m/s)	0,08
$z_{43}$ (m)	2,75
$z_{44}$ (m)	0,350
(4f)	0,16

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,00057	
-----		
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>
Codo de 90°	1	0,00022
Válvula de compuerta	1	$4,980 \cdot 10^{-5}$
Reducción (tubería-bomba H)	1	$3,223 \cdot 10^{-5}$
$H_{f\ total}$ (m)	0,0060	

➔  $P_{43} = 2000$  Pa (presión en la columna de secado)

➔  $P_{44} = 22394,30$  Pa (aplicando Bernouilli)

✓ Línea de impulsión H45-46

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	100
W (Kg/h)	93,851
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	868,40
$\mu$ (Pa·s)	0,0036
-----	
D (m)	0,017
$L_{tubería}$ (m)	3,55
$V_{45} = V_{46}$ (m/s)	0,13
$z_{45}$ (m)	0,5
$z_{46}$ (m)	4,03
(4f)	0,12

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,021	
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>
Reducción (bomba H-tubería)	1	$7,947 \cdot 10^{-5}$
Válvula de retención	1	0,06068
Válvula de compuerta	1	0,00015
Codo de 90°	1	0,00065
Te	1	0,00087
$H_{f\ total} (m)$	0,0835	

→  $P_{46} = 5000 \text{ Pa}$  (presión en decoloración).

→  $P_{45} = 35746,48 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba H debe aportar es:

$$P_{\text{aportada por bomba H}} = (P_{45} - P_{44}) \cdot 1,1 \Rightarrow P_{\text{aportada por bomba H}} = 14687,40 \text{ Pa}$$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$$H_{\text{bomba H}} = 1,724 \text{ m}$$

→  $NPSH_d = 2,63 \text{ m}$

DATOS PARA EL CÁLCULO DEL $NPSH_d$	
$P_a = P_{43} \text{ (Pa)}$	2000
$P_{\text{vapor}} (T^a = 90 \text{ °C}) \text{ (Pa)}$	0,0101
$H_a \text{ (m)}$	2,750 – 0,350
$H_{f\ \text{aspiración}} \text{ (m)}$	0,0060

➤ **Bomba J**

Esta bomba deberá aspirar el aceite desde el depósito de decoloración hasta el filtro de esta etapa, pasando por el economizador presente a la salida del recipiente.

✓ Línea de aspiración J49-50

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	90
W (Kg/h)	93,851
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,022
L <sub>tubería</sub> (m)	2,85
V <sub>49</sub> = V <sub>50</sub> (m/s)	0,08
z <sub>49</sub> (m)	3,11
z <sub>50</sub> (m)	0,35
(4f)	0,15

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f tubería recta</sub> (m)	0,0202	
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b>h<sub>f accesorio</sub></b>
Reducción (depósito decoloración-tubería)	1	0,00015
Codo de 90°	13	0,00286
Válvula de compuerta	1	4,987·10 <sup>-5</sup>
Reducción (tubería-bomba J)	1	3,227·10 <sup>-5</sup>
<b>H<sub>f total</sub> (m)</b>	<b>0,0233</b>	

➔ P<sub>49</sub> = 5000 Pa (presión en la columna de secado)

➔ P<sub>50</sub> = 28418,30 Pa (aplicando Bernouilli)

✓ Línea de impulsión J51-52

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	90
W (Kg/h)	93,851
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,017
L <sub>tubería</sub> (m)	2
V <sub>51</sub> = V <sub>52</sub> (m/s)	0,13
z <sub>51</sub> (m)	0,35
z <sub>52</sub> (m)	0,35
(4f)	0,18

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f tubería recta</sub> (m)	0,011	
----- <b>Accesorio</b>		
	Nº	h <sub>f accesorio</sub>
Reducción (bomba J-tubería)	1	7,873·10 <sup>-5</sup>
Válvula de retención	1	0,06012
Válvula de compuerta	1	0,00015
Codo de 90°	2	0,00129
<b>H<sub>f total</sub> (m)</b>	<b>0,0727</b>	

➔ P<sub>52</sub> = 101325 Pa (presión atmosférica en filtro).

➔ P<sub>51</sub> = 101947,41 Pa (aplicando Bernouilli)

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba J debe aportar es:

$$P_{\text{aportada por bomba J}} = (P_{51} - P_{50}) \cdot 1,1 \Rightarrow P_{\text{aportada por bomba J}} = \mathbf{80882,02 \text{ Pa}}$$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$$H_{\text{bomba J}} = 9,443 \text{ m}$$

→  $NPSH_d = 3,32 \text{ m}$

DATOS PARA EL CÁLCULO DEL $NPSH_d$	
$P_a = P_{49}$ (Pa)	5000
$P_{\text{vapor}} (T^a = 90 \text{ °C})$ (Pa)	0,0101
$H_a$ (m)	3,11 – 0,350
$H_{\text{f aspiración}}$ (m)	0,0233

➤ **Bomba K**

Esta bomba deberá aspirar el aceite desde el depósito el filtro hasta la válvula reguladora de presión situada a la entrada de la columna de desaireación.

✓ Línea de aspiración K53-54

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	90
$W$ (Kg/h)	93,667
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
$D$ (m)	0,022
$L_{\text{tubería}}$ (m)	1,01
$V_{53} = V_{54}$ (m/s)	0,08
$z_{53}$ (m)	0,35
$z_{54}$ (m)	0,35
(4f)	0,23

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,0030	
----- <b>Accesorio</b>		
	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>
Reducción (filtro-tubería)	1	$2,646 \cdot 10^{-5}$
Codo de 90°	1	0,00022
Válvula de compuerta	1	$4,908 \cdot 10^{-5}$
Reducción (tubería-bomba K)	1	$3,176 \cdot 10^{-5}$
$H_{f\ total}$ (m)	0,0033	

→  $P_{53} = 101325$  Pa (presión en el filtro)

→  $P_{54} = 101296,59$  Pa (aplicando Bernouilli)

✓ Línea de impulsión K55-56

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	90
W (Kg/h)	93,667
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
-----	
D (m)	0,017
$L_{tubería}$ (m)	5
$V_{55} = V_{56}$ (m/s)	0,13
$z_{55}$ (m)	0,5
$z_{56}$ (m)	4,3
(4f)	0,18

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,047	
----- <b>Accesorio</b>		
	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>



Reducción (bomba K-tubería)	1	$7,831 \cdot 10^{-5}$
Válvula de retención	1	0,05980
Válvula de compuerta	1	0,00015
Codo de 90°	3	0,00192
$H_{f\ total} \ (m)$		<i>0,1093</i>

→  $P_{56} = 101325 \text{ Pa}$

→  $P_{55} = 134807,41 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba K debe aportar es:

$P_{\text{aportada por bomba K}} = (P_{55} - P_{54}) \cdot 1,1 \Rightarrow P_{\text{aportada por bomba K}} = \mathbf{36861,91 \text{ Pa}}$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$\mathbf{H_{bomba\ K} = 4,30 \text{ m}}$

→  $NPSH_d = 11,83 \text{ m}$

DATOS PARA EL CÁLCULO DEL NPSH <sub>d</sub>	
$P_a = P_{53} \text{ (Pa)}$	101325
$P_{\text{vapor}} \ (T^a = 90 \text{ °C}) \text{ (Pa)}$	0,0101
$H_a \text{ (m)}$	0,350 – 0,350
$H_{f\ \text{aspiración}} \text{ (m)}$	0,0033

➤ **Bomba L**

Esta bomba deberá aspirar el aceite desde la columna de desaireación hasta la válvula reguladora de presión anterior a la entrada al desodorizador, pasando por el primer economizador de la etapa de Desodorización.

✓ Línea de aspiración L58-59

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	90
W (Kg/h)	93,667
ρ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
μ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,022
L <sub>tubería</sub> (m)	7
V <sub>58</sub> = V <sub>59</sub> (m/s)	0,08
z <sub>53</sub> (m)	2,75
z <sub>54</sub> (m)	0,35
(4f)	0,23

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f</sub> tubería recta (m)	0,0208	
<b>Accesorio</b>		
	Nº	h <sub>f</sub> accesorio
Reducción (desaireación-tubería)	1	6,144·10 <sup>-5</sup>
Codo de 90°	4	0,00087
Válvula de compuerta	1	4,908·10 <sup>-5</sup>
Reducción (tubería-bomba L)	1	3,176·10 <sup>-5</sup>
H <sub>f total</sub> (m)	0,0218	

➔ P<sub>58</sub> = 300 Pa (presión en la columna de desaireación)

➔ P<sub>59</sub> = 20809,97 Pa (aplicando Bernouilli)

✓ Línea de impulsión L60-61

DATOS INICIALES	
T <sup>a</sup> (°C)	90

W (Kg/h)	93,667
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
D (m)	0,017
L <sub>tubería</sub> (m)	14
V <sub>60</sub> = V <sub>61</sub> (m/s)	0,13
z <sub>60</sub> (m)	0,5
z <sub>61</sub> (m)	4,3
(4f)	0,18

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
h <sub>f tubería recta</sub> (m)	0,123	
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b>h<sub>f accesorio</sub></b>
Reducción (bomba L-tubería)	1	7,831·10 <sup>-5</sup>
Válvula de retención	1	0,05980
Válvula de compuerta	1	0,00015
Codo de 90°	13	0,00833
<b>H<sub>f total</sub> (m)</b>	<b>0,1916</b>	

→  $P_{61} = 101325 \text{ Pa}$

→  $P_{60} = 135221,85 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba L debe aportar es:

$$P_{\text{aportada por bomba L}} = (P_{60} - P_{59}) \cdot 1,1 \Rightarrow P_{\text{aportada por bomba L}} = 123653,07 \text{ Pa}$$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$$H_{\text{bomba L}} = 14,44 \text{ m}$$

→  $NPSH_d = 2,66 \text{ m}$

DATOS PARA EL CÁLCULO DEL $NPSH_d$	
$P_a = P_{58}$ (Pa)	300
$P_{\text{vapor}}$ ( $T^a = 90 \text{ °C}$ ) (Pa)	0,0101
$H_a$ (m)	3 – 0,350
$H_f$ aspiración (m)	0,0218

➤ **Bomba M**

Esta bomba deberá aspirar el aceite del desodorizador para llevarlo hasta el depósito de almacenamiento, pasando por los dos economizadores de esta última etapa.

✓ Línea de aspiración M63-64

DATOS INICIALES	
$T^a$ (°C)	90
W (Kg/h)	90,979
$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	873,08
$\mu$ (Pa·s)	0,0053
-----	
D (m)	0,022
$L_{\text{tubería}}$ (m)	30
$V_{63} = V_{64}$ (m/s)	0,08
$z_{63}$ (m)	2,85
$z_{64}$ (m)	0,35
(4f)	0,0004

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_f$ tubería recta (m)	0,00017	
-----		
<b>Accesorio</b>	<b>Nº</b>	<b><math>h_f</math> accesorio</b>
Reducción (desodorizador-tubería)	1	0,00017

Codo de 90°	26	0,00636
Válvula de compuerta	1	$3,302 \cdot 10^{-6}$
Reducción (tubería-bomba M)	1	$3,585 \cdot 10^{-5}$
$H_{f\ total} \ (m)$	0,0067	

➔  $P_{63} = 300 \text{ Pa}$  (presión en el desodorizador)

➔  $P_{64} = 21654,62 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

✓ Línea de impulsión M65-66

DATOS INICIALES	
$T^a \ (^\circ\text{C})$	90
$W \ (\text{Kg/h})$	90,979
$\rho \ (\text{Kg/m}^3)$	873,08
$\mu \ (\text{Pa}\cdot\text{s})$	0,0053
$D \ (\text{m})$	0,017
$L_{\text{tubería}} \ (\text{m})$	4,5
$V_{65} = V_{66} \ (\text{m/s})$	0,13
$z_{65} \ (\text{m})$	0,5
$z_{66} \ (\text{m})$	2,25
(4f)	0,18

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA		
$h_{f\ \text{tubería recta}} \ (\text{m})$	0,0385	
<b>Accesorio</b>	<b>N°</b>	<b><math>h_{f\ \text{accesorio}}</math></b>
Reducción (bomba M-tubería)	1	$7,389 \cdot 10^{-5}$
Válvula de retención	1	0,05642
Válvula de compuerta	1	0,00014
Codo de 90°	2	0,00121

Ensanchamiento (tubería-depósito almacenamiento)	1	0,00077
$H_{f\ total} (m)$	0,0971	

→  $P_{66} = 101325 \text{ Pa}$

→  $P_{65} = 117145,34 \text{ Pa}$  (aplicando Bernouilli)

Tomando un factor de seguridad del 10%, la presión que la bomba M debe aportar es:

$$P_{\text{aportada por bomba M}} = (P_{65} - P_{64}) \cdot 1,1 \Rightarrow P_{\text{aportada por bomba M}} = 105039,79 \text{ Pa}$$

Por tanto, la altura aportada por la bomba será:

$$H_{\text{bomba M}} = 12,26 \text{ m}$$

→  $NPSH_d = 2,53 \text{ m}$

DATOS PARA EL CÁLCULO DEL NPSH <sub>d</sub>	
$P_a = P_{58} \text{ (Pa)}$	300
$P_{\text{vapor}} (T^a = 90 \text{ °C}) \text{ (Pa)}$	0,0101
$H_a \text{ (m)}$	2,85 – 0,350
$H_{f\ \text{aspiración}} \text{ (m)}$	0,0067

**ANEXO III: OTROS ESTUDIOS  
APLICABLES AL PRESENTE  
PROYECTO**

## 1. Estudio Ambiental

Este Informe Técnico Ambiental se hace preceptivo según los requisitos ambientales exigidos para este tipo de instalación en las Normas establecidas por la Ley 7/94, de 18 de mayo, de Protección Ambiental para Andalucía.

Según el artículo 3 de esta Ley, ésta será de aplicación, en el ámbito de la Comunidad Autónoma, a los planes, programas y proyectos de construcción, instalaciones u obras públicas o privadas que se hallen comprendidas en sus anexos primero, segundo y tercero. Según las características del presente proyecto, éste estaría incluido en el anexo segundo de la citada Ley, exactamente en el punto 8 del mismo como “Industrias agroalimentarias”, dentro de cuyo apartado se incluye específicamente la actividad dedicada a aceites.

Al englobar este Proyecto dentro del anexo segundo, y según el artículo 22 de la Ley 7/94, la instalación diseñada sólo requerirá un informe ambiental, que se regirá por el Reglamento de Informe Ambiental, aprobado por el Decreto 153/1996 de 30 de Abril de 1996.

La documentación establecida en los siguientes apartados, y necesaria para el Informe Ambiental, es la siguiente:

- *Identificación de la actuación.* Este apartado incluye el objeto y características generales de la actuación y un plano del perímetro ocupado a escala adecuada.
- *Cumplimiento de la normativa vigente.*
- *Localización.* Este punto incluye un plano de situación a escala adecuada, indicando las distancias a edificios, instalaciones o recursos que pueden verse afectados por la actuación.

También es necesaria en el Informe Ambiental la siguiente información:



- *Afecciones derivadas de la actuación*

La ejecución del presente Proyecto implica el montaje y disposición de los equipos en la nave industrial destinada para ello, lo cual no supondrá impacto ambiental importante a tener en cuenta.

- *Análisis de residuos, vertidos y emisiones*

En la planta piloto se producen una serie de residuos que son los siguientes:

- Fase acuosa de la etapa de Desgomado, obtenida por centrifugación.
- Pastas de Neutralización (fase acuosa de los lavados), obtenidas por centrifugación.
- Condensado de la etapa de Secado.
- Residuos sólidos correspondientes al adsorbente utilizado en la etapa de Decoloración, obtenido como residuo en la unidad de filtración.

Los tres primeros residuos se englobarán en lo que se denomina pastas de refinería, que correrán a cargo de un gestor externo. Por otro lado, ocurrirá lo mismo con el adsorbente utilizado, con el cual se deberá tener especial cuidado debido a que, al tratarse de un sólido muy fino, de alta superficie específica e impregnado en aceite, existe alto riesgo de incendio.

Además de los residuos anteriores, se emplearán dos reactivos químicos, que son el hidróxido sódico y el ácido fosfórico; su manipulación será la adecuada con respecto a sus fichas de seguridad.

Por otro lado, cabe destacar que el suelo de la nave industrial donde se instalará la planta piloto proyectada será impermeable y adecuado para mantener condiciones de limpieza y, por tanto, de seguridad.

- *Incidencia sobre el entorno territorial*

Debido a la adecuada gestión de los residuos anteriormente citados, se considera que el entorno de esta planta no se verá afectado en absoluto.

- *Incidencia sobre el medio atmosférico*

En cuanto al medio atmosférico se refiere, la presente instalación no presenta emisiones importantes a considerar. Por otro lado, se cuidará el buen montaje de ciertos equipos, como bombas y centrífugas, para evitar en lo posible la generación de ruidos y vibraciones.

- *Incidencia sobre el medio hídrico*

El medio hídrico no sufrirá contaminación alguna debido a la ejecución de este Proyecto, ya que todos los residuos comentados anteriormente serán adecuadamente gestionados. Por otro lado, la temperatura de salida del agua empleada en los intercambiadores se prevé que no supere los 20 °C, por lo que el vertido de la misma no supondría ningún problema al no haber sido tratada tampoco con sustancias químicas.

Aun habiendo expuesto todas las posibles vías de contaminación por parte de esta planta y tener un gestor externo de los residuos que produce, no hay que olvidar que se trata de una planta piloto, por lo cual, ya inicialmente, se puede considerar que su carga contaminante en sí va a ser muy pequeña en comparación con plantas de escala industrial.

## **2. Seguridad Laboral y Protección contra Incendios**

En cuanto a aspectos de seguridad, la planta piloto no entraña riesgos importantes a tener en cuenta, aunque sí será necesaria la utilización de equipos de protección individual por parte de los operarios, tales como guantes (para la manipulación de los productos químicos, la manipulación de los equipos, etc.), gafas, bata de laboratorio, y todos los que se estimen necesarios según la Ley 31/1995 de Prevención de Riesgos Laborales, o la normativa vigente en el momento de la puesta en marcha de este Proyecto, además de las medidas que deban ser consideradas según la citada ley.

Con respecto a la protección contra incendios, en la planta piloto diseñada deberá realizarse la instalación de los equipos necesarios y se deberán tomar las medidas y normas de actuación oportunas según se establezca en la normativa vigente en el momento de la puesta en marcha de este Proyecto, que actualmente es el Real Decreto 2267/2004 por el que se aprueba el Reglamento de Protección contra Incendios en los establecimientos industriales.

